

Sección 4

Controles de NO_x

Daniel C. Mussatti
Innovative Strategies and Economics Group
Grupo de Economía y Estrategias Innovadoras
Air Quality Strategies and Standards Division
División de Estrategias y Normas de la Calidad del Aire
Office of Air Quality Planning and Standards
Oficina de Planeación y Normas de la Calidad del Aire
U.S. Environmental Protection Agency
Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU.
Research Triangle Park, NC 27711

Octubre del 2000

Sección 4.1

Controles de NO_x en La Combustion

Nueva Sección Planeada

Sección 4.2

Controles de NO_x Post-Combustion

Daniel C. Mussatti
Innovative Strategies and Economics Group
Grupo de Economía y Estrategias
Air Quality Strategies and Standards Division
División de Estrategias y Normas de la Calidad del Aire
Office of Air Quality Planning and Standards
Oficina de Planeación y Normas de la Calidad del Aire
U.S. Environmental Protection Agency
Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU.
Research Triangle Park, NC 27711

Ravi Srivastava
Office of Research and Development
Oficina de Investigación y Desarrollo
U.S. Environmental Protection Agency
Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU.
Research Triangle Park, NC 27711

Octubre del 2000

Introducción

Los óxidos de nitrógeno (NO_x) son contaminantes gaseosos que se forman principalmente a través de procesos de combustión. Mientras que el gas de combustión se encuentra dentro de la unidad de combustión, cerca del 95% del NO_x existe en forma de óxido nítrico (NO). El resto es dióxido de nitrógeno (NO_2), el cual es inestable a altas temperaturas. Una vez que el gas de combustión es emitido a la atmósfera, la mayor parte del NO_x es finalmente convertido a NO_2 . El NO_x en la atmósfera reacciona en presencia de la luz solar para formar ozono (O_3), uno de los contaminantes criterios para el que se han establecido *National Ambient Air Quality Standards* (Normas Nacionales de la Calidad del Aire Ambiental) en base a efectos en la salud. Puesto que la formación del ozono requiere de luz solar y altas temperaturas, la formación de ozono es mayor en los meses del verano.

El NO_x se genera de una de tres formas; NO_x combustible; NO_x termal y *prompt* NO_x (NO_x inmediato). El NO_x combustible es producido por la oxidación del nitrógeno en la fuente del combustible. La combustión de combustibles con alto contenido de nitrógeno, tales como el carbón y los aceites residuales, produce mayores cantidades de NO_x que aquellos con bajo contenido de nitrógeno, tales como aceite destilado y gas natural. El NO_x termal se forma por la fijación de nitrógeno y oxígeno molecular a temperaturas mayores a 3600°F (2000°C). El NO_x inmediato se forma de la oxidación de radicales de hidrocarburos cerca de la flama de la combustión y produce una cantidad insignificante de NO_x .

La *Selective Noncatalytic Reduction - SNCR* (Reducción No Catalítica Selectiva) y la *Selective Catalytic Reduction - SCR* (Reducción Catalítica Selectiva), son tecnologías de control post-combustión, basadas en la reducción química de los óxidos de nitrógeno (NO_x) a nitrógeno molecular (N_2) y vapor de agua (H_2O). La diferencia primordial entre las dos tecnologías es que la *SCR* utiliza un catalizador para aumentar la eficiencia de remoción de NO_x , lo que permite que el proceso ocurra a bajas temperaturas. Las tecnologías pueden usarse separadamente o en combinación con otras tecnologías de control de NO_x , *low NO_x burners - LNB* (quemadores de bajo NO_x) y *natural gas reburn - NGR* (requemado de gas natural). *SNCR* y *SCR* pueden diseñarse para proporcionar reducciones de NO_x todo el año o solamente durante los meses del verano, cuando es mayor la preocupación por el ozono.

Esta sección presenta especificaciones de diseño y una metodología de estimación de costos para aplicaciones *SNCR* y *SCR* en calderas industriales grandes (mayores que 250 MMBtu/hr). Su principal propósito es presentar costos estimados a nivel estudio. Estos estimados puede utilizarse para comparar los costos aproximados de *SNCR*, *SCR* y de tecnologías alternas de control de NO_x . La metodología de costeo se basa en estimaciones de costo para aplicaciones *SNCR* y *SCR* en calderas de servicios, por la *Office of Research and Development* (Oficina de Investigación y Desarrollo), de la *U.S. Environmental Protection Agency* (Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU) en Research Triangle Park, NC.

Como un preludio a la metodología de costos, la sección describe el proceso químico, los parámetros de desempeño y los componentes del sistema para *SNCR* y *SCR*. Además, se presentan los impactos al desempeño de las calderas y a las operaciones de los establecimientos, resultantes de la instalación de *SNCR* y *SCR*. La sección también estima importantes parámetros fundamentales de diseño, incluyendo la *normalized stoichiometric ratio* (relación estequiométrica normalizada), el volumen del catalizador y el consumo de reactivo. Finalmente, presenta suposiciones y ecuaciones para estimar costos de capital, costos anuales de operación y de mantenimiento y *annualized costs* (costos anualizados). La *SNCR* y la *SCR* se discuten en capítulos separados, sin embargo, el capítulo sobre *SCR* se construye a partir de conceptos discutidos en el capítulo de la *SNCR*.

La información sobre aspectos claves del diseño de sistemas *SNCR* y *SCR*, es considerada patentada por los proveedores, incluyendo los métodos para la estimación de ciertos parámetros y costos de diseño. Esta información no está disponible para desarrollar metodologías de costos para *SNCR* y *SCR*. Para obtener estimaciones de los parámetros y costos de diseño patentados, es necesario desarrollar correlaciones matemáticas a partir de datos disponibles, utilizando técnicas de regresión y de ajuste de curvas. Estas expresiones están derivadas por Bechtel en la Referencias [1,2,3, and 4], a partir de datos de desempeño, documentados y completos, y costos de *SNCR* y *SCR*, en base a cotizaciones proporcionados por proveedores y establecimientos.

Capítulo 1

Reducción Selectiva No Catalítica - *SNCR*

Daniel C. Mussatti

Innovative Strategies and Economics Group
Grupo de Economía y Estrategias Innovadoras
Air Quality Strategies and Standards Division
División de Estrategias y Normas de la Calidad del Aire
Office of Air Quality Planning and Standards
Oficina de Planeación y Normas de la Calidad del Aire
U.S. Environmental Protection Agency
Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU.
Research Triangle Park, NC 27711

Ravi Srivastava

Office of Research and Development
Oficina de Investigación y Desarrollo
U.S. Environmental Protection Agency
Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU.
Research Triangle Park, NC 27711

Paula M. Hemmer y Randy Straight
E. H. Pechan & Associates, Inc.
3622 Lyckan Parkway, Suite 2002
Durham, NC 27707

Octubre del 2000

Contenido

1.1	Introducción	1-3
1.2	Descripción del Proceso	1-4
1.2.1	Química de la Reducción	1-5
1.2.2	Reactivos	1-6
1.2.3	Parámetros de Desempeño de la SNCR	1-8
1.2.4	Sistema SNCR	1-15
1.2.5	Otras Consideraciones	1-22
1.3	Parámetros de Diseño	1-25
1.3.1	Parámetros de Diseño para Estimaciones a Nivel Estudio	1-25
1.3.2	Parámetros de Diseño para Especificaciones Detalladas/De Desempeño	1-31
1.4	Análisis de Costos	1-34
1.4.1	Inversión de Capital Total	1-35
1.4.2	Costos Totales Anuales	1-36
1.5	Problema de Ejemplo	1-42
1.5.1	Ejemplo de Parámetro de Diseño	1-42
1.5.2	Ejemplo de Estimación de Costos	1-45
	Referencias	1-49

1.1 Introducción

La *SNCR* está siendo utilizada actualmente para el control de emisiones de NO_x en calderas industriales, generadores de vapor de servicio eléctrico, incineradores térmicos y establecimientos de recuperación de energía de residuos sólidos municipales. Su uso en calderas de servicios ha estado limitada generalmente a unidades con salida de menos de 3,100 *MMBtu*, pero las aplicaciones a gran escala de *SNCR* han sido probadas exitosamente, tal como en la Unidad 1 de la Planta Cardinal (*Cardinal Plant Unit 1*), una caldera de servicios de 600 MW (5,700 *MMBtu/hr*) localizada en Brilliant, Ohio [11]. La *SNCR* puede ser aplicada como control único de NO_x o con otras tecnologías, tales como los controles de combustión. El sistema *SNCR* puede diseñarse para operaciones estacionales o para todo el año.

La *SNCR* puede lograr eficiencias de reducción de NO_x de hasta 75 por ciento (%) en ciertas demostraciones a corto plazo [5]. En aplicaciones típicas de campo, sin embargo, proporciona reducciones de NO_x de 30% a 50%. Se han reportado reducciones de hasta 65% para algunas aplicaciones de campo de *SNCR* en serie con equipo de control de la combustión, tales como quemadores de bajo NO_x (*LNB*) [11]. Los sistemas *SNCR* aplicados a unidades grandes de combustión (mayores que 3,000 *MMBtu/hr*), tienen típicamente, eficiencias de reducción de NO_x más bajas (menos de 40%), debido a limitaciones de mezclado [11]. La Figura 1.1 presenta la eficiencia de reducción de NO_x de la *SNCR* para varios tamaños de calderas de servicios.

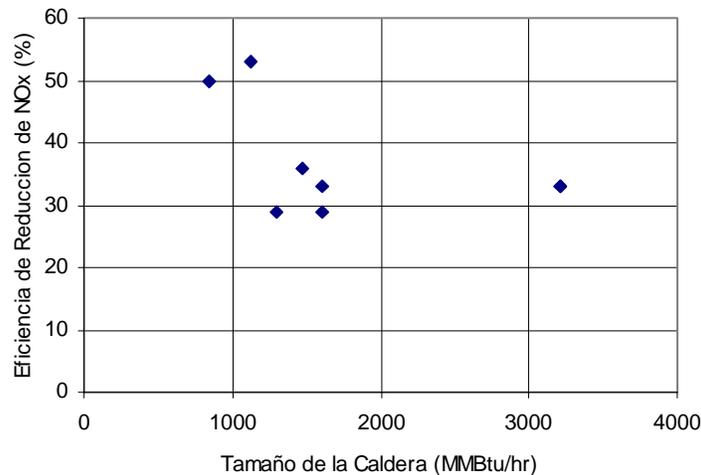


Figura 1.1: Eficiencia de Reducción de NO_x de *SNCR* para Varios Tamaños de Calderas de Servicios. [8]

La ferretería asociada con una instalación *SNCR* es relativamente simple y está fácilmente

disponible. Consecuentemente, las aplicaciones *SNCR* tienden a tener costos de capital bajos comparados con las *LNB* y *SCR*. La instalación del equipo *SNCR* requiere de un mínimo de tiempo de paro. Aunque simple en concepto, en la práctica es un reto diseñar un sistema *SNCR* que sea confiable, económico, simple de controlar y que cumpla con otros criterios técnicos, ambientales y regulatorios. La aplicación práctica de la *SNCR* está limitada por el diseño y condiciones de operación de la caldera.

Los algoritmos para estimaciones de costos en este reporte, están basados en aplicaciones de *SNCR* reconvertidas de calderas a carbón existentes, de fondo seco, de pared de fuego y extracción tangencial balanceada. Hay poca diferencia entre el costo de reconvertir a *SNCR* una caldera existente y de la instalación de *SNCR* en una caldera nueva. [10]. Por lo tanto, el procedimiento de estimación de costos es adecuado para aplicaciones de reconversión a *SNCR* o en calderas nuevas, para todos los tipos de calderas de servicio eléctrico a carbón y calderas industriales grandes.

1.2 Descripción del Proceso

La *SNCR* está basada en la reducción química de la molécula de NO_x a nitrógeno molecular (N_2) y vapor de agua (H_2O). Un agente reductor con base en nitrógeno (reactivo), tal como amoníaco o urea, es inyectado en el gas después de la combustión. El reactivo puede reaccionar con un número de componentes del gas de combustión. Sin embargo, la reacción de reducción de NO_x se favorece sobre otros procesos de reacción química en un rango específico de temperatura y en presencia de oxígeno, por lo tanto, se considera un proceso químico selectivo.

El proceso de *SNCR* ocurre dentro de la unidad de combustión, la cual actúa como la cámara de reacción. La Figura 1.2 muestra un esquema del interior de una caldera con *SNCR*. El reactivo es inyectado en el gas de combustión, a través de boquillas montadas en la pared de la unidad de combustión. Las boquillas de inyección están localizadas generalmente en el área de post-combustión, el área superior del horno y de los pasos convectivos. La inyección causa mezclado del reactivo y el gas de combustión. El calor de la caldera proporciona la energía para la reacción de reducción. Las moléculas de NO_x son reducidas y el gas de combustión que reaccionó sale entonces de la caldera. En la siguiente sección se proporcionan más detalles del equipo y proceso *SNCR*.

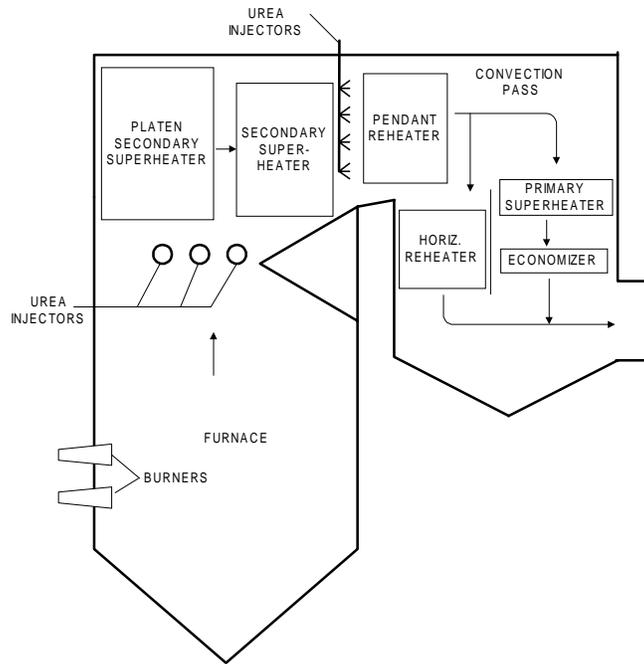
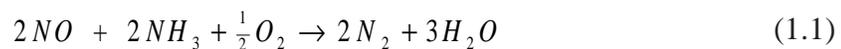


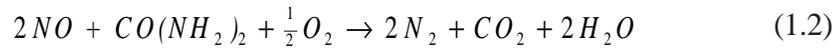
Figura 1.2. Configuración de la Ruta del Gas en la Caldera

1.2.1 Química de la Reducción

La *SNCR* es un proceso químico relativamente simple. El proceso comienza con un reactivo en base a amoníaco, amoníaco (NH_3) o urea ($\text{CO}(\text{NH}_2)_2$), siendo vaporizado, ya sea antes de la inyección por un vaporizador o después de la inyección por el calor de la caldera. Dentro del rango de temperatura apropiado, la urea o el amoníaco en fase gas se descomponen entonces en radicales libres, incluyendo NH_3 y NH_2 . Después de una serie de reacciones, los radicales del amoníaco entran en contacto con el NO_x y lo reducen a N_2 y H_2O . La representación global de estas reacciones está dada a continuación para ambos, la urea y el amoníaco. Nótese que el NO_x está representado como NO , puesto que es la forma predominante de NO_x dentro de la caldera. La ecuación de la reacción del amoníaco está dada por:



La reacción para la urea está dada por:



El principal subproducto formado durante la *SNCR* ya sea con urea o con amoníaco, es el óxido nitroso (N_2O). El N_2O es un abatidor del ozono y un gas de efecto invernadero, pero actualmente no está regulado. La reducción en base a urea genera significativamente más N_2O que los sistemas en base a amoníaco. Hasta el 30% del NO_x puede ser transformado en N_2O . Se dispone de aditivos patentados para el proceso *SNCR* en base a urea, para reducir la formación de N_2O . [10]

1.2.2 Reactivos

Ambos, el amoníaco y la urea, han sido empleados exitosamente como reactivos. El costo del reactivo es una gran porción de los costos anuales de operación de un sistema *SNCR*. El amoníaco es generalmente menos caro que la urea. Sin embargo, la selección de un reactivo se basa no sólo en el costo, sino en las propiedades físicas y en consideraciones de operación. Las propiedades de la urea y del amoníaco en soluciones acuosas se muestran en la Tabla 1.1.

El amoníaco puede utilizarse ya sea en solución acuosa o en forma anhidrida. El amoníaco anhidrido es un gas a temperatura atmosférica normal. Debe ser transportado y almacenado a presión, lo cual presenta cuestiones de seguridad. El amoníaco en fase acuosa es transportado y almacenado generalmente con concentración de 29.4% de amoníaco en agua. A concentraciones superiores a 28%, el almacenamiento del amoníaco puede requerir de un permiso, por lo tanto, algunas aplicaciones recientes de *SNCR* están utilizando una solución al 19% [1]. Al disminuir la concentración, sin embargo, aumenta el volumen requerido de almacenamiento. El amoníaco es inyectado generalmente como un vapor. Para proporcionar suficiente vapor de amoníaco a los inyectores, se requiere de un vaporizador, aún cuando la solución al 29.4% tiene una presión de vapor sustancial a temperaturas normales del aire. El equipo del sistema de inyección para sistemas de vapor es más complicado y más caro que el equipo para sistemas acuosos (Véase la Sección 1.2.4 Sistema *SNCR*).

La urea es utilizada generalmente en una solución acuosa al 50%. [1]. A esta concentración, la solución de urea debe calentarse y circularse en climas fríos debido a su bajo punto de congelamiento, $17.8^\circ C$ ($64^\circ F$). Se dispone de soluciones de urea con concentraciones más altas, las cuales reducen el volumen de almacenamiento pero requieren de calentamiento extensivo para prevenir congelamiento. La urea es inyectada en la caldera

Tabla 1.1: Propiedades de los Reactivos Urea y Amoníaco [6]

Propiedad	Solución de Urea	Solución de Amoníaco
Fórmula química	CO(NH ₂) ₂	NH ₃
Peso molecular del reactivo	60.06	17.03
Líquido o gas a temperatura normal del aire	Líquido	Líquido
Concentración del reactivo, normalmente proporcionada	50% en peso	29.4% en peso
Relación de NH ₃ a la solución	28.3% en peso de NH ₃	29.4% en peso de NH ₃
Densidad de la solución @ 60 °F (58 lb/ft ³ para 19%)	71 lb/ft ³	56 lb/ft ³
Presión de vapor @ 80 °F	< 1 psia	13.9 psia [8]
Temperatura de cristalización	64 °F	-110 °F
Limites de inflamabilidad en aire	No-inflamable	Límite inferior de explosividad (<i>Lower explosion limit</i>) = 16% NH ₃ en volumen; Límite superior de explosividad (<i>Upper explosion limit</i>) = 25% NH ₃ en volumen.
Valor del umbral límite (<i>Threshold limit value</i>) (efectos a la salud)	No especificado	25 ppm
Olor	Ligero (como amoníaco)	Olor picante @ 5 ppm o más
Materiales aceptables para almacenamiento	Plástico, acero, o acero inoxidable (no cobre ni aleaciones ni uniones de zinc o aluminio)	Tanque de acero, capaz de de cobre manejar al menos 25 psig de presión (no cobre ni aleaciones de cobre, etc.)

como una solución acuosa y vaporizada por el calor de la caldera. La urea puede también ser transportada en forma de pastillas (*pellets*), las cuales minimizan los requisitos de transporte. Sin embargo, para producir urea en fase acuosa para utilizarse en el sistema *SNCR*, entonces, la urea debe ser mezclada con agua en el establecimiento. Este proceso de mezclado es generalmente prohibitivo en costo, excepto para sitios remotos, grandes establecimientos o establecimientos donde los procesos de mezclado químico ya están siendo realizados. [13].

Los sistemas en base a urea tienen varias ventajas sobre los sistemas en base a amoníaco. La urea es un líquido no tóxico, menos volátil, que puede almacenarse y manejarse con más seguridad que el amoníaco. Las gotas de solución de urea puede penetrar más adentro en el gas de combustión cuando se inyecta en la caldera. Esto mejora el mezclado con el gas de combustión, lo cual es difícil en calderas grandes [1]. Debido a estas ventajas, la urea es más comúnmente utilizada que el amoníaco en aplicaciones de sistemas *SNCR* en calderas grandes.

1.2.3 Parámetros de Desempeño de la *SNCR*

La razón de la reacción de reducción determina la cantidad de NO_x removido del gas de combustión. Los factores importantes de diseño y operacionales que afectan la reducción de NO_x por un sistema *SNCR* incluyen:

- Rango de temperatura de reacción;
- Tiempo de residencia disponible en el rango óptimo de temperatura;
- Grado de mezclado entre el reactivo inyectado y los gases de combustión;
- Nivel no controlado de concentración de NO_x ;
- Razón molar de reactivo inyectado a NO_x no controlado; y
- Escabullimiento de amoníaco.

Temperatura

La reacción de reducción de NO_x ocurre dentro de un rango específico de temperatura, en el que se dispone del calor adecuado para conducir la reacción. A menores temperaturas, las cinéticas de las reacciones son lentas y el amoníaco pasa a través de la caldera (escabullimiento de amoníaco). A temperaturas mayores, el reactivo se oxida y se genera NO_x adicional. La ventana de temperatura depende del reactivo utilizado. La Figura 1.3 muestra la eficiencia de reducción de NO_x para *SNCR* con urea y amoníaco a varias temperaturas de caldera. Para el amoníaco, la temperatura óptima es desde 870°C a 1100°C ($1,600^\circ\text{F}$ a $2,000^\circ\text{F}$) [1]. Su rango óptimo de temperatura puede reducirse inyectando gas hidrógeno con el amoníaco. Para la urea, el rango óptimo de temperatura es entre 900°C y 1150°C ($1,650^\circ\text{F}$ y $2,100^\circ\text{F}$) [1]. Pueden utilizarse

aditivos al reactivo urea para ampliar la ventana de temperatura efectiva. Estos aditivos están generalmente patentados (véase la Sección 1.2.5 Otras Consideraciones).

El reactivo es inyectado en la caldera en regiones donde la temperatura del gas de combustión está dentro del rango especificado. Puesto que las temperaturas de reacción son altas, la inyección toma lugar en la caldera misma. En general, el reactivo es inyectado dentro de las regiones radiantes y convectivas del supercalentador y del recalentador, donde típicamente está disponible el rango apropiado de temperaturas. [1]. El posicionamiento correcto de los puertos de inyección resulta en mayores eficiencias de reducción de NO_x .

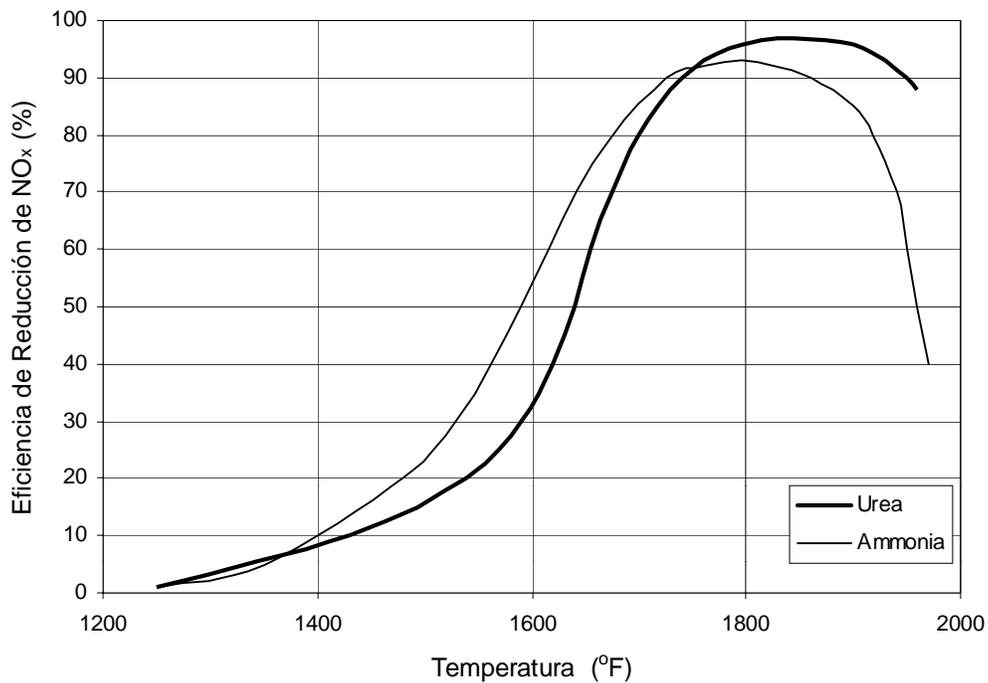


Figura 1.3: Efecto de la Temperatura en la Reducción de NO_x

La temperatura del gas de combustión dentro de la caldera, depende del diseño y condiciones de operación de la caldera. Generalmente, éstas se ponen para cumplir con los requerimientos de generación de vapor y no siempre son ideales para el proceso de *SNCR*. La temperatura del gas de combustión en la parte alta del horno a través del paso convectivo puede variar en $\pm 150^\circ\text{C}$ (300°F) de una caldera a la siguiente [1]. Además, las fluctuaciones en el perfil de carga de la caldera, afectan la temperatura dentro de la caldera. A perfiles de carga más bajos,

la temperatura dentro de la caldera es más baja. Las variaciones en la temperatura del gas de combustión hacen más difícil el diseño y operación de un sistema *SNCR*.

Tiempo de Residencia

El tiempo de residencia es la cantidad de tiempo que los reactivos están presentes dentro del reactor químico, el área superior del horno y los pasos convectivos. Antes que los reactivos salgan de la caldera, todos los pasos en el proceso de *SNCR* deben completarse, incluyendo:

- El mezclado de la urea inyectada, con el gas de combustión;
- Evaporación del agua;
- Descomposición de la urea a NH_3 ;
- Descomposición del NH_3 a NH_2 y radicales libres; y
- Química de la reacción de reducción de NO_x .

Aumentando el tiempo de residencia disponible para la transferencia de masa y las reacciones químicas, aumenta generalmente la remoción de NO_x . Además, a medida que la ventana de temperatura para la reacción es disminuida, se requiere mayor tiempo de residencia para alcanzar el mismo nivel de reducción de NO_x . El tiempo de residencia puede variar desde 0.001 hasta 10 segundos [1]. Sin embargo, la ganancia en desempeño para tiempos de residencia mayores a 0.5 segundos, generalmente es mínima. [10]. La Figura 1.4 muestra el efecto del tiempo de residencia y la temperatura en la reducción de NO_x .

La cantidad del tiempo de residencia depende de las dimensiones de la ruta del gas en la caldera y de la razón de flujo volumétrico del gas de combustión a lo largo de la ruta del gas en la caldera. Estos parámetros de diseño se optimizan para las operaciones de la caldera y no para el proceso de *SNCR*. El tiempo de residencia en la caldera se fija para cumplir con los requerimientos de generación de vapor, mientras se mantiene una velocidad del gas de combustión para prevenir la erosión de los tubos húmedos en la caldera. Debido a estos requerimientos de diseño de la caldera, el tiempo de residencia en la caldera no siempre es ideal para el proceso de *SNCR*.

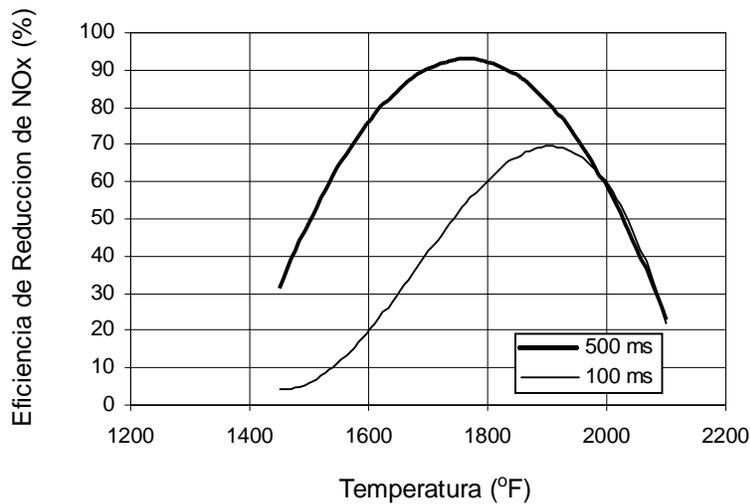


Figura 1.4: Efecto del Tiempo de Residencia en la Reducción de NO_x

Grado de Mezclado

Para que la reacción de reducción tome lugar, el reactivo debe dispersarse y mezclarse a través del gas de combustión. La dispersión debe ocurrir rápidamente debido a la volatilidad del amoníaco. Los requerimientos de mezclado son generalmente específicos de la caldera y dependientes de los perfiles del flujo de aire a través de la caldera. [1]. Deben tomarse en cuenta las áreas de estancamiento y de flujo alto. La dispersión y mezclado del reactivo y del gas de combustión es más difícil en calderas grandes debido a su tamaño y a sus patrones de flujo.

El mezclado es realizado por el sistema de inyección. Los inyectores atomizan al reactivo y controlan el ángulo de atomizado, la velocidad y la dirección del reactivo inyectado. Estos sistemas son específicos de la caldera y del reactivo. Los modelos numéricos del flujo del gas de combustión y del reactivo optimizan el diseño del sistema de inyección. (Véase la Sección 1.2.5 Otras Consideraciones).

Para ayudar en la dispersión de la urea en fase acuosa, el reactivo es atomizado en gotitas, en boquillas especialmente diseñadas, las cuales optimizan el tamaño y distribución de las gotitas. El tiempo y la trayectoria de la evaporación son una función del diámetro de la gotita. Las gotitas más grandes tienen mayor momento y penetran más adentro en la corriente del gas de combustión. Sin embargo, requieren un mayor tiempo para volatilizarse, aumentando el tiempo de residencia requerido. [1]

El mezclado inadecuado resulta en insuficiente reducción de NO_x . Los patrones del mezclado pueden mejorarse por varios métodos:

- Aumentar la energía impartida a las gotitas;
- Aumentar el número de inyectores;
- Aumentar el número de zonas de inyección; y
- Modificar el diseño de la boquilla atomizadora para mejorar el tamaño, distribución, ángulo de atomizado y dirección de la gotita de la solución.

NO_x No Controlado

La concentración de los reactivos también afecta la razón de reacción del proceso de reducción de NO_x . La cinética de las reacciones disminuyen a medida que disminuye la concentración de los reactivos. Esto es debido a consideraciones termodinámicas, las cuales limitan el proceso de reducción a bajas concentraciones de NO_x [1]. Para concentraciones de entrada de NO_x más bajas, la temperatura de la reacción es más baja, por lo que el porcentaje de reducción de NO_x es más bajo. La Figura 1.5 muestra la eficiencia de reducción de NO_x como una función de la temperatura para varios niveles de NO_x no controlado.

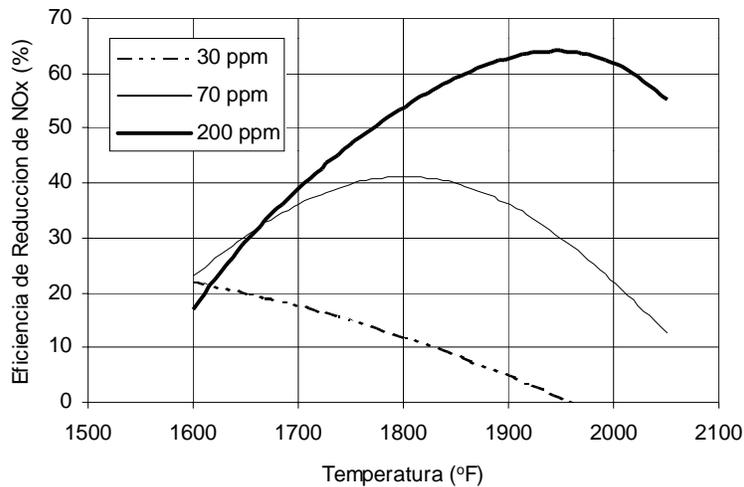


Figura 1.5: Efecto del Nivel de NO_x No Controlado en la Eficiencia de Reducción de NO_x

Razón Estequiométrica Normalizada

La *Normalized Stoichiometric Ratio* - *NSR* (Razón Estequiométrica Normalizada) define la cantidad de reactivo necesario para alcanzar la meta de reducción de NO_x . En base a las ecuaciones de reacción (1) y (2), teóricamente dos moles de NO_x pueden ser removidas con una

mol de urea o dos moles de amoníaco. En la práctica, se necesita inyectar más que la cantidad teórica de reactivo en el gas de combustión de la caldera para obtener un nivel específico de reducción de NO_x . Esto es debido a la complejidad de las reacciones químicas reales que involucran al NO_x y al reactivo inyectado y a las limitaciones de mezclado entre el reactivo y el gas de combustión (razón cinética). Los valores típicos de NSR están entre 0.5 y 3 moles of amoníaco por mol de NO_x [10]. Debido a que los costos de capital y de operación dependen de la cantidad de reactivo consumido, es crítico determinar la NSR apropiada. Los factores que influyen el valor de la NSR incluyen:

- Por ciento de reducción de NO_x ;
- Concentración de NO_x no controlado en los gases de combustión;
- Temperatura y tiempo de residencia disponibles para las reacciones de reducción de NO_x ;
- Grado de mezclado alcanzable en la caldera;
- Escabullimiento permisible de amoníaco; y
- Razón de reacciones químicas competitivas

La Sección 4-1.1.3 Parámetros de Diseño, proporciona discusión adicional de estas influencias y de un método para estimar la NSR .

La Figura 1.6 muestra la reducción de NO_x como una función de la NSR . Nótese que a medida que la NSR aumenta, la reducción de NO_x aumenta. Sin embargo, a medida que la NSR aumenta, el incremento en la reducción de NO_x disminuye exponencialmente. La razón cinética limita la posible reducción de NO_x a mucho menos que el valor teórico. Aumentando la cantidad de reactivo no aumenta significativamente la reducción de NO_x para valores de NSR por encima de 2.0.

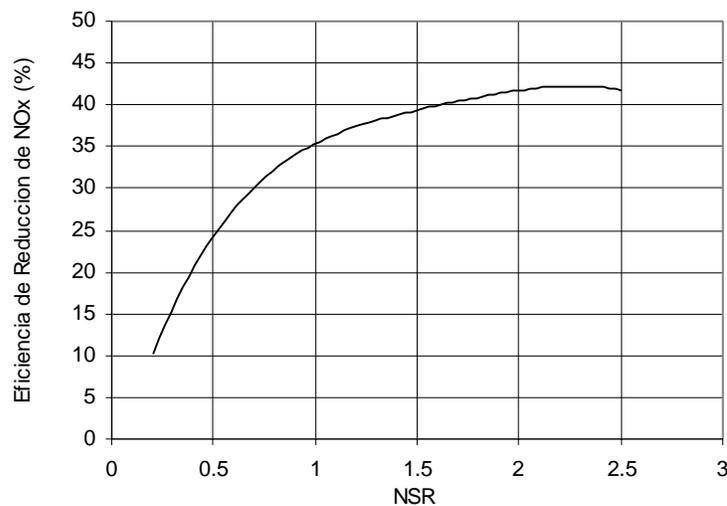


Figura 1.6: Efecto de la NSR en la Reducción de NO_x .

Escabullimiento de Amoníaco

Los valores típicos de *NSR* requieren que se inyecte significativamente más reactivo en la práctica que lo requerido por la razón estequiométrica teórica. Además, la cantidad de NO_x removido es generalmente mucho menor que la cantidad de NO_x no controlado. Esto deja una gran porción del reactivo inyectado, sin reaccionar.

La mayor parte del reactivo en exceso utilizado en el proceso, es destruido a través de otras reacciones químicas. Sin embargo, una pequeña porción permanece en el gas de combustión, a medida que el amoníaco se escabulle. La Figura 1.7 muestra un ejemplo de eficiencia de reducción de NO_x que puede alcanzarse para un nivel de NO_x no controlado de 120 ppm y varios niveles de escabullimiento de amoníaco.

El amoníaco en la corriente del gas de combustión tiene varios impactos negativos. Tal como se muestra en la Tabla 1.1, el amoníaco tiene un olor detectable a niveles de 5 ppm o mayores y presenta un riesgo a la salud a niveles de 25 ppm o mayores. Puede ocasionar un problema de visibilidad en la pluma de la chimenea por la formación de cloruros de amoníaco, lo cual ocurre cuando se queman combustibles que contienen compuestos de cloro. Además, se forman bisulfato de amoníaco y sulfato de amoníaco cuando se queman combustibles conteniendo azufre. Las sales de azufre-amoníaco pueden tapar, ensuciar y corroer equipo corriente abajo, tal como los calentadores de aire, los conductos y los ventiladores. Finalmente, la capacidad de vender la ceniza flotante como un producto secundario se afecta por su concentración de amoníaco. Los impactos del escabullimiento de amoníaco se discuten más en la Sección 4-1.1.2.4 Otras Consideraciones.

Los límites del escabullimiento aceptable de amoníaco, impuestos ya sea por límites regulatorios o por requerimientos de diseño, ponen restricciones en el desempeño del *SNCR*. La inyección de urea a niveles mayores de *NSR*, pueden mejorar la reducción de NO_x , pero también pueden aumentar el escabullimiento de amoníaco. Además, las variaciones en el perfil de temperatura de la caldera durante las operaciones, puede aumentar el escabullimiento de amoníaco.

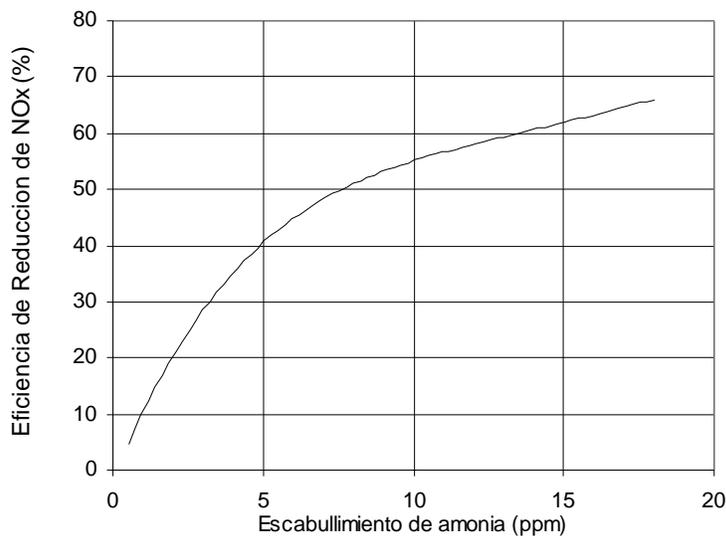


Figura 1.7: Reducción de NOx para Varios Niveles de Escabullimiento de Amoníaco

En general, los sistemas *SNCR* actuales pueden controlar el escabullimiento de amoníaco entre 5 y 10 partes por millón (ppm) [12]. Actualmente se está desarrollando instrumentación para monitorear el escurrimiento de amoníaco, pero no está disponible comercialmente. [11].

1.2.4 Sistema *SNCR*

Hay dos diseños básicos para la aplicación de *SNCR*. El primero es un sistema en base a amoníaco conocido como *Thermal DeNO_x*®, que fue desarrollado y patentado por *Exxon Research and Engineering Company* en 1975. El segundo sistema fue desarrollado y patentado por *The Electric Power Research Institute (EPRI)* en 1980. Es un proceso en base a urea conocido por el nombre comercial de *NO_x OUT*®. La tecnología fue otorgada bajo licencia a *Fuel Tech*, la cual tiene varias patentes adicionales que reclaman mejoras y realces al proceso básico. *Fuel Tech* tiene varios concesionarios autorizados para suministrar e instalar tecnología *SNCR* en varios sectores industriales.

Un sistema *SNCR* tiene cuatro pasos básicos que lograr:

- Recepción y almacenamiento del reactivo;
- Medición, dilución y mezclado del reactivo;
- Inyección del reactivo diluido a los lugares apropiados en la caldera; y
- Mezclado del reactivo con el gas de combustión.

Estos pasos son comunes a ambos *SNCR*, de urea y amoníaco. Sin embargo, las especificaciones de diseño y de equipo para los dos sistemas son diferentes, puesto que el amoníaco es inyectado como un vapor, mientras que la urea es inyectada como una solución acuosa. La urea es utilizada típicamente en aplicaciones de *SNCR* en calderas grandes, porque es más segura de almacenar y tiene mejores propiedades de dispersión. A continuación se proporciona una discusión del proceso y equipo *SNCR*. Esta sección se enfoca principalmente en *SNCR* en base a urea, puesto que es más común a calderas grandes. La Figura 1.8 presenta un diagrama de flujo de un sistema simplificado y la Tabla 1.2 enlista los requerimientos de equipo para ***SNCR* en base a urea**.

Los sistemas a base de urea típicamente emplean un diseño modular para tener en cuenta los requerimientos de diseño específicos de la caldera, al tiempo que minimizan los costos de capital. El ensamble modular en el taller, de bombas, válvulas, tubería interna, instrumentos y controles, reduce el tiempo de instalación en campo y los costos relacionados, al tiempo que proporciona flexibilidad para expansiones futuras [1]. Los componentes son ensamblados en unidades funcionales y montadas en tarimas módulos de acero inoxidable. Estos módulos pueden ser transportados al sitio e instalados directamente. Las tarimas módulos mostradas en la Figura 1.8 serán discutidas aun más en las siguientes secciones.

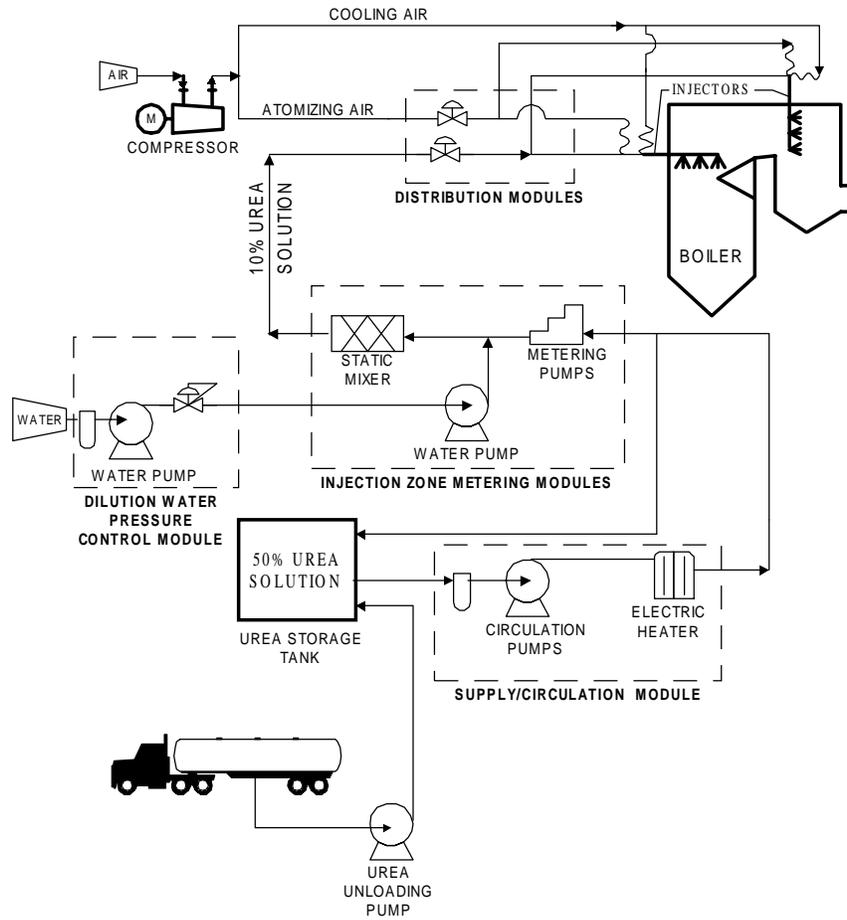


Figura 1.8: Diagrama de Flujo del Proceso SNCR con Urea

Tabla 1.2: Equipo del Sistema SNCR en Base a Urea

Artículo	Descripción/Tamaño
Tarima de descarga de Urea	Bombas centrífugas con mangueras para conectarse al carro tanque de ferrocarril o camión
Tanques de almacenamiento de Urea (1 o más tanques)	Tanque vertical, de plástico reforzado (resina de ester de vinilo), aislado con fibra de vidrio, diseño a presión atmosférica y equipado con un desfogue, escalera marina, rampa y tapetes de calentamiento
Módulo de circulación	Tarima módulo de circulación, consistente de: <ul style="list-style-type: none"> • Bombas de circulación, • Calentadores eléctricos, • Tubería aislada con trazadores de calentamiento, • Válvulas de aislamiento para bombas y calentamientos, • Instrumentación para flujo, presión, temperatura y un panel de control
Módulos de medición de la zona de inyección (IZM) (1 a 5 módulos)	Módulos de medición montados en tarimas, consistentes de: <ul style="list-style-type: none"> • Bombas de medición, tipo diafragma hidráulico equipadas con un motor de velocidad variable, • Bombas de alta presión de agua, tipo turbina, • Tubería aislada con trazadores de calentamiento, • Válvulas de aislamiento para bombas y calentamientos, • Instrumentación para flujo, presión, temperatura y un panel de control
Compresor de aire	Tipo rotatorio
Módulos de distribución (1 a 5 módulos)	Módulo de distribución de la solución de Urea, consistente de: <ul style="list-style-type: none"> • Conexiones con válvulas para urea y atomización de aire, • Válvula de aislamiento y válvula de control de presión para el suministro de aire/urea a cada inyector, • Indicador de presión para el suministro de aire/urea a cada inyector, • Indicador de flujo para el suministro de urea a cada inyector.
Inyectores (4 a 12 por módulo de distribución)	Tipo-pared: Inyector de pared tipo doble-fluido, con paneles de pared de horno y mangueras para suministro de aire y urea, Tipo-lanza: Inyectores de lanza tipo doble-fluido, con paneles de pared de horno y mangueras para el suministro de aire y urea.
Tubería	Entre la tarima de descarga de urea y el tanque de urea; el tanque de urea y el módulo de circulación; y el módulo de circulación y el(los) módulo(s) IZM. Tubería de acero inoxidable, aislada con trazadores de calor.
Tubería	Entre le (los) módulo(s) IZM y los módulos de distribución. Tubería de acero inoxidable, aislada, con trazadores de calor.
Tubos	Entre los módulos de distribución y los inyectores. Tubería de acero inoxidable, aislada, con trazadores de calor.
Tubería del agua de dilución	Tubería de acero al carbón, aislada, con trazadores de calor, con válvulas de aislamiento y de reducción de presión..
Tubería miscelánea	Tubería/tubos y válvulas para sifonear agua, atomizar aire y controlar el aire.
Soporte de tubería	Soporte de acero estructural, incluyendo un puente para tubería, para soportar toda la tubería.
Monitores de emisiones de salida del economizador	Monitorear NO _x y O ₂ en el gas de combustión y proporcionar una señal de retroalimentación para el control de la inyección de urea.
Instrumentación y controles	Instrumentación y controles independientes en base a microprocesadores para el sistema SNCR, con retroalimentación desde los controles de la planta para la unidad de carga, emisiones de , etc.
Envoltura	Envolturas prediseñadas, calentadas y ventiladas para las tarimas de circulación y medición.
Cimientos	Cimientos y paredes de contención para el tanque y las tarimas de equipo, envolturas y acero de soporte de la tubería, según se requiera.
Plataformas/escaleras	Modificaciones y adiciones a plataformas/escaleras para acceso a los inyectores.
Remoción de asbesto	Remoción de asbesto y reaislamiento, para una instalación reconvertida.

Recepción y almacenamiento del reactivo

Tanques de Almacenamiento

Los establecimientos reciben la urea en fase acuosa vía un camión cisterna o un carro-tanque de ferrocarril y la bombean hacia los tanques de almacenamiento. Las aplicaciones de *SNCR* en calderas grandes requieren de uno a cinco tanques con volúmenes que van desde 10,000 hasta 20,000 galones por tanque, para mantener suficiente volumen para 1 a 3 semanas de operación de la *SNCR*. Para el almacenamiento de urea se utiliza un tanque vertical, de fondo plano y tapa cerrada. Estos tanques son usualmente construidos de fibra reforzada de poliéster y tienen un recubrimiento como barrera contra la corrosión en el interior, hecha de resina de éster de vinilo de primera calidad. Los tanques están equipados con indicadores de nivel y de temperatura, una plataforma, desfogue y escalera de acceso y otros accesorios. La aplicabilidad de trazadores de calor, aislante y criterio de diseño antisísmico, son determinados en base a condiciones específicas del sitio. El tanque debe montarse en un piso de concreto y ser rodeado por una estructura contenedora de derrames, tal como un dique.

Módulo de Circulación

El módulo de circulación mantiene circulación continua de la urea almacenada y suministra flujo alto de urea de alta presión al sistema de inyección. El módulo de circulación bombea la urea del tanque de almacenamiento a los componentes en el módulo. La solución de urea es filtrada para evitar taponamiento de los inyectores, y calentada para prevenir que la solución se congele. La urea es entonces regresada al tanque o enviada al sistema de inyección. El módulo también proporciona un control local/remoto y una estación de monitoreo para el tanque de almacenamiento y el sistema de circulación. Este módulo contiene bombas centrífugas de múltiple etapa, de acero inoxidable, coladores dobles en línea, calentadores eléctricos e instrumentación y controles para la presión, flujo, temperatura y cantidad del reactivo. [1]

Dilución, medición y mezclado del reactivo

Módulo de Control de la Presión de Agua de Dilución

El *dilution water pressure, DWP, control module* (módulo de control de la presión de agua de dilución) proporciona agua filtrada de la planta a la presión apropiada para la dilución del reactivo. El agua de la planta es filtrada a menos de 50 miligramos por litro (mg/l) de sólidos suspendidos y sólidos poco disueltos. El *DWP* consiste típicamente de dos bombas centrífugas de múltiple etapa, de alto flujo, de acero inoxidable, y de coladores dobles en línea, válvulas de control de presión y la instrumentación requerida de flujo/presión. A través del uso de controladores de contrapresión y de bombas de múltiple etapa, este sistema mantiene un suministro constante de agua de dilución, a la presión de diseño, en respuesta a las señales de demanda cambiante del proceso *SNCR*. [1]

Módulo de Medición de la Zona de Inyección

El *injection zone metering module - IZM* (módulo de medición de la zona de inyección) mide y controla la concentración y flujo de reactivo a cada zona de inyección en la caldera. La urea en fase acuosa generalmente requiere diluirse antes de la inyección, para lograr la *NSR* correcta entre el reactivo y el NO_x del gas de combustión. El reactivo es diluido utilizando agua filtrada de la planta del módulo *DWP*. Cada módulo *IZM* incluye una bomba de medición de sustancias químicas, una bomba de agua, un mezclador estático en línea, un tablero de control local, válvulas para aislamiento de zonas y medidores de flujo magnéticos y válvulas de control para la sustancia química y el agua. El diseño del módulo generalmente incorpora válvulas de flujo independiente de la sustancia química y de presión por zonas, las cuales responden a señales del sistema de control, el módulo de control maestro y el *local programmable logic controller - PLC* (controlador lógico programable local). A través del sistema de control, el módulo ajusta las proporciones de flujo de la solución y activa o desactiva las zonas de inyección en respuesta a cambios en la concentración de NO_x de salida, de la carga a la caldera o a la calidad del combustible. Los sistemas *SNCR* en base a urea emplean típicamente de uno a cinco módulos *IZM*, dependiendo del tamaño y configuración de la caldera, de la concentración de NO_x no controlado y la eficiencia requerida de remoción de NO_x . Varios módulos *IZM* pueden ser combinados en un sistema montado sobre tarima. [1]

Inyección del reactivo diluido en lugares apropiados de la caldera

Módulo de Distribución de Reactivo

La solución de urea diluida y mezclada, es transportada desde el *IZM* a los módulos de distribución, los cuales están localizados típicamente adyacentes a la caldera. Los módulos de distribución controlan el flujo de solución a cada inyector. Cada uno de los módulos de distribución consiste de medidores de flujo, válvulas de balanceo y reguladores conectados a un sistema de control automático. El sistema de control controla exactamente y muestra el flujo del reactivo y del aire para atomización o vapor a cada inyector. Los módulos también incluyen válvulas de globo manuales, indicadores de presión y tubos de acero inoxidable para controlar adecuadamente el proceso de inyección de urea. Hay un módulo de distribución para cada *IZM* proporcionando reactivo a múltiples inyectores. [1]

Localización de Inyectores

La solución de urea fluye de un módulo de distribución dado a un conjunto de inyectores. Para aplicaciones en calderas grandes, se localizan múltiples inyectores dentro de varias zonas diferentes de la caldera y pueden ser operados independientemente o en grupos (subzonas), vía el *IZM*. Controlar la cantidad y localización de la inyección del reactivo le da al sistema la flexibilidad de responder a variaciones en las condiciones de operación de la caldera y mantener los niveles de escabullimiento de amoníaco.

El número y localización de las zonas está determinado por los patrones de temperatura y flujo de la caldera. Las localizaciones se optimizan utilizando modelos numéricos del flujo y de las reacciones químicas (véase la Sección 1.2.5 Otras Consideraciones). Los diseños típicos emplean entre una y cinco zonas de inyección con 4 a 12 inyectores por zona. [1]. Los inyectores se localizan en áreas abiertas de la caldera, tal como la región entre las secciones del supercalentador y el recalentador. La Figura 1.2 ilustra esta configuración. Para reconversiones *SNCR* en calderas existentes, las localizaciones óptimas de los inyectores pueden estar ocupadas por equipo de la caldera, tal como los tubos de agua. La remoción o relocalización de estos equipos aumenta los costos de instalación. La instalación en áreas de la caldera subóptimas, disminuye la eficiencia de reducción de NO_x , la cual puede ser lograda por el sistema, al tiempo que mantiene los niveles requeridos de escabullimiento de amoníaco.

Mezclado del reactivo con el gas de combustión y reducción de NO_x

Inyectores

Los inyectores ayudan en la dispersión y mezclado del reactivo con el gas de combustión. Hay dos tipos de inyectores, de pared y de lanza.

Los *wall injectors* (inyectores de pared) están unidos a la pared interna de la caldera en sitios específicos. Hay generalmente una boquilla por cada sitio de inyector. Los inyectores de pared son utilizados en calderas más pequeñas y con sistemas en base a urea, donde la inyección de corto alcance es suficiente para mezclar al reactivo con el gas de combustión. Tienen una vida de operación más larga que los inyectores de lanza, puesto que no están expuestos directamente al gas de combustión caliente.

Los *lance injectors* (inyectores de lanza) consisten de un pequeño tubo que se proyecta desde la pared de la caldera hacia la ruta del gas de combustión. A lo largo del tubo se localizan boquillas, directamente en la ruta del gas de combustión. Los inyectores de lanza son utilizados para sistemas de amoníaco gas y calderas grandes, donde el mezclado del gas de combustión y del reactivo es más difícil. En algunos diseños, la lanza se extiende a través de todo lo ancho del pasaje de la caldera. Los inyectores de lanza pueden ser de diseño de una boquilla o de múltiple boquillas. Las lanzas de boquillas múltiples son de diseño más complicado, por lo tanto, son más caros que los inyectores de lanza de una sola boquilla o los de pared. [1].

Los sistemas *SNCR* pueden emplear uno o ambos tipos de inyectores. Los inyectores están sujetos a altas temperaturas y a impactos del gas de combustión, lo cual causa erosión, corrosión y degradación de la integridad estructural. Por lo tanto, los inyectores son construidos generalmente de acero inoxidable y diseñados para ser reemplazables. Además, los inyectores son con frecuencia enfriados con aire, vapor o agua. Los inyectores de lanza y algunos inyectores de pared, son diseñados también para ser retráctiles cuando no están en uso. Esto minimiza su exposición al gas de combustión caliente cuando el sistema *SNCR* no está siendo operado debido a operaciones estacionales, arranque o paro de la caldera u otras

razones operativas.

El reactivo es inyectado bajo presión y atomizado por boquillas con punta especialmente diseñada para crear gotitas de tamaño y distribución óptimos. El ángulo y velocidad de atomizado de la inyección, controlan la trayectoria del reactivo. Los sistemas de urea a veces inyectan un fluido de transporte, típicamente aire o vapor, junto con la urea, a través de una boquilla atomizadora de doble fluido. El reactivo puede ser inyectado con un sistema de baja energía o de alta energía. Un sistema de baja energía utiliza poco aire o aire no presurizado, mientras que un sistema de alta energía utiliza grandes cantidades de aire comprimido o vapor para inyectar y mezclar vigorosamente la solución con el gas de combustión. Los inyectores de lanza en calderas grandes, típicamente utilizan sistemas de alta energía. Los sistemas de alta energía son más caros de construir y operar, puesto que requieren un compresor más grande, un sistema de inyección más robusto y consumen más energía eléctrica.

Los sistemas de inyección de reactivo utilizados para sistemas en base a amoníaco, son generalmente más complicados y caros que aquellos utilizados en sistemas en base a urea. [1]. Estos sistemas inyectan amoníaco en fase gas en vez de una solución acuosa. Por esta razón, los sistemas en base a amoníaco a veces utilizan sistemas de lanza de alta energía con múltiples inyectores. Las lanzas están colocadas en una formación de cuadrícula a través de lo ancho y alto de los pasos de la caldera.

1.2.5 Otras Consideraciones

Reconversión

La dificultad de reconvertir a *SNCR* calderas grandes a carbón, existentes, es considerada como mínima. La principal preocupación es el espacio adecuado en la pared dentro de la caldera para la instalación de los inyectores. Los inyectores están instalados en las regiones superiores de la caldera, la cavidad radiante de la caldera y la cavidad convectiva. Puede requerirse retirar o mover los tubos de agua o asbesto existentes de la envoltura de la caldera. Además, debe disponerse de espacio adecuado adyacente a la caldera, para el equipo del sistema de distribución y para realizar mantenimiento. Esto puede requerir la modificación o relocalización de otros equipos de la caldera, tal como los conductos. La reconversión de la instalación al sistema *SNCR*, generalmente requiere de gastos adicionales, en el rango de 10% a 30% del costo del sistema *SNCR*. [10]

Deposición de Sulfato de Amonia

Se forma trióxido de azufre (SO_3), durante la combustión de combustibles que contienen azufre. Reacciona con el amoníaco en el gas de combustión corriente abajo en la caldera (escabullimiento de amoníaco), para formar bisulfato de amonia y sulfato de amonia. La cantidad

formada depende del contenido de azufre del combustible y de la cantidad de amoníaco que se escabulle. Las sales de amoníaco-azufre, pueden tapar, ensuciar y corroer el equipo corriente abajo, tales como calentadores, conductos y ventiladores. Dependiendo de la razón de deposición de sal de amoníaco-azufre en el equipo corriente abajo, puede justificarse la limpieza ácida más frecuente de este equipo. Más lavado ácido genera agua residual adicional, la cual debe disponerse o tratarse por la planta. Los límites del escabullimiento de amoníaco son generalmente impuestos como parte de los requerimientos de diseño para evitar impactos en el equipo corriente abajo.

También se depositan los sulfatos de amonía en la ceniza flotante que es recolectada por el equipo de remoción de materia particulada. Los sulfatos de amonía son estables hasta que se introducen a un ambiente acuoso con niveles elevados de pH. Bajo estas condiciones, puede liberarse amonía gas hacia la atmósfera. Esto resulta en un problema de olor o, en casos extremos, una preocupación de salud y seguridad. Las plantas que queman carbón alcalino o mezcla de ceniza flotante con material alcalino, pueden tener cenizas flotantes con pH alto. En general, la ceniza flotante, ya sea es dispuesta como residuo o vendida como un subproducto para utilizarse en procesos tales como agregados para concretos. Un contenido de amoníaco en la ceniza flotante mayor a 5 ppm, puede resultar en liberación de gas (*off-gassing*), lo cual puede impactar la venta de la ceniza como un subproducto y el almacenamiento y disposición de la ceniza por confinamiento. [10]

Modelaje Computacional de Dinámica de Fluidos y de Cinética Química

Cada unidad de caldera tiene un gradiente único de temperatura y de flujo con áreas de flujo alto y de estancamiento. Además, los perfiles de temperatura y flujo varían de acuerdo a la capacidad de carga bajo la cual está operando la caldera. Se desarrolla un modelo matemático para describir esta estratificación y variación de especies importantes como NO_x y SO_3 en la corriente de flujo. Para desarrollar el modelo, se miden la temperatura y velocidad del gas de combustión dentro de la caldera en muchos puntos. Estas mediciones son utilizadas en un modelo *computational fluid dynamics - CFD* (computacional de dinámica de fluidos) para los pasos convectivos de la caldera. El modelo predice la temperatura y flujo de gas dentro de la caldera para varias condiciones de operación y escenarios de inyección.

Los tiempos de residencia y las temperaturas predichas por el modelo *CFD*, son suministrados a un *chemical kinetic model - CKM* (modelo de la cinética). El *CKM* define las reacciones químicas asociadas con el proceso *SNCR* en la caldera. Se requieren los análisis del combustible y del gas de combustión para desarrollar este modelo. Este modelo predice las reacciones y razones de reacciones dentro de la caldera, para estimar la reducción de NO_x a lo largo de la ruta del gas de combustión.

El modelaje optimiza el diseño de la *SNCR* para la caldera en cuestión, para obtener

la máxima reducción de NO_x dentro de límites aceptables de escabullimiento de amoníaco. Determina los parámetros de diseño tales como la *NSR*, la localización de los inyectores y el tamaño y distribución óptimos de las gotitas. En general, los proveedores de *SNCR* obtienen las mediciones requeridas y desarrollan el modelo. El costo de desarrollo del modelo es generalmente incluido en el *purchased equipment cost* (costo del equipo comprado) de la *SNCR*. [1]

Aditivos/Mejoradores

A los aditivos para los reactivos se les llama mejoradores y pueden ser usados para bajar el rango de temperatura a la cual ocurre la reacción de reducción de NO_x . Durante operaciones con carga baja, la localización de la región de temperatura óptima cambia corriente arriba dentro de la caldera. Este cambio requiere que el punto de inyección del reactivo sea movido corriente arriba. El uso de un mejorador reduce la necesidad de puntos adicionales de inyección, los cuales son requeridos para compensar por cargas de operación variables. Menos puntos de inyección disminuyen los costos de capital y la necesidad de modificaciones a la caldera. Además, el rango de temperatura más grande disponible, con mejoradores, aumenta el tiempo de residencia disponible para la reacción de reducción, reduciendo aún más las emisiones de NO_x .

Con el mejorador se inyecta reactivo adicional para mantener la misma eficiencia de reducción de NO_x , puesto que algo del reactivo reacciona con el mejorador en oposición al NO_x . Esto puede incrementar el uso de reactivo hasta en 10%. Además, los mejoradores pueden resultar en niveles aumentados de CO y N_2O en los efluentes de la chimenea. Los mejoradores requieren equipo adicional de almacenaje, distribución y control. El aumento en el costo anual por el uso de más reactivo y mejorador, puede ser importante. La formula de los mejoradores usualmente está patentada. [10]

Consumo de Energía

Un proceso *SNCR* reduce la eficiencia térmica de una caldera. La reacción de reducción utiliza energía térmica de la caldera, lo cual disminuye la energía disponible para generación de electricidad o de calor. Como resultado, se requiere de energía adicional para la caldera, para mantener la misma salida de vapor. Los equipos de pre-tratamiento, inyección, bombas, compresores y sistemas de control también requieren electricidad. Este uso aumentado de combustible y de electricidad, aumenta los costos anuales requeridos para operar la caldera. [1]. La Sección 1.4.2 *Total Annual Costs* (Costos Totales Anuales), presenta un método para estimar el uso adicional de electricidad y combustible.

1.3 Parámetros de Diseño

El diseño del sistema *SNCR* es una tecnología patentada. En la literatura técnica no se publican demasiados detalles de la teoría y de las correlaciones que pueden utilizarse para estimar los parámetros de diseño. [5]. Además, el diseño es altamente específico del sitio. A la luz de estas complejidades, el diseño del sistema *SNCR* generalmente se emprende proporcionando todos los datos específicos de la planta y de la caldera al proveedor del sistema *SNCR*, quién especifica la *NSR* requerida y otros parámetros de diseño en base a experiencia previa y a modelaje computacional de dinámica de fluidos y de cinética química. [1]

El procedimiento dado más adelante en la Sección 1.3.1, *Design Parameters for Study-Level Estimates* (Parámetros de Diseño para Estimaciones a Nivel Estudio), es un enfoque paso-a-paso para estimar los parámetros de diseño en base a un procedimiento desarrollado en el borrador de reporte de *EPA*, *Selective Noncatalytic Reduction for NO_x Control on Coal-fired Boilers* (Reducción No Catalítica Selectiva para el Control de NO_x en Calderas a Carbón) [1]. Este procedimiento supone que el tamaño y costo del sistema *SNCR* están basados en tres parámetros principales: el tamaño de la caldera o suministro de calor, el nivel requerido de reducción de NO_x y el consumo de reactivo. Los requerimientos de datos para obtener estimaciones de costos del proveedor basados en especificaciones de diseño o especificaciones de desempeño, están resumidos en la Sección 1.3.2.

1.3.1 Parámetros de Diseño para Estimaciones a Nivel Estudio

Suministro de Calor de la Calera

El principal parámetro para la estimación de costos en la metodología presentada en la Referencia, es la liberación potencial máxima de calor de la caldera o razón de suministro de calor Q_B , expresada en *British thermal units* (unidades térmicas Inglesas) por hora (*MMBtu/hr*). Se obtiene de los *high heating value - HHV* (valores de calentamiento alto) del combustible en *Btu* por libra (*Btu/lb*) multiplicado por la razón máxima de consumo de combustible en libras por hora (*lb/hr*),

$$Q_B = HHV \dot{m}_{fuel} \quad (1.3)$$

donde la Tabla 1.3 proporciona los *HHV* para varios carbones.

Tabla 1.3: Valores de Calentamiento Alto para Varios Carbones

Tipos de Carbón	Contenido de Energía (<i>Btu/lb</i>)
-----------------	--

Lignita	5000-7500
Sub-bituminoso	8000-10,000
Bituminoso	11,000 - 15,000
Antracita	14000

Si la caldera produce electricidad, entonces su suministro de calor puede estimarse utilizando la razón neta de calor en la planta de la caldera (*boiler net plant heat rate*), $NPHR$:

$$Q_B = B_{MW} NPHR \quad (1.4)$$

donde B_{MW} es la capacidad nominal en megawatts de la caldera (MW) a capacidad total de carga. Nótese que si $NPHR$ no es conocida (v.g., una unidad de cogeneración), puede usarse un valor de 9,500 *Btu* por kilowatt-hora (*Btu/kWh*) como una estimación razonable. Utilizando este valor, el suministro de calor, Q_B , es:

$$Q_B \left(\frac{MMBtu}{hr} \right) = 9.5 \left(\frac{MMBtu}{MWh} \right) B_{MW} (MW) \quad (1.5)$$

Factor de Capacidad del Sistema

El *total system capacity factor* - CF_{total} (factor total de capacidad del sistema) es una medida del promedio anual de utilización de la caldera en conjunto con el sistema *SNCR*. El CF_{total} está dado por:

$$CF_{total} = CF_{plant} CF_{SNCR} \quad (1.6)$$

Para calderas industriales, el factor de capacidad de la caldera, CF_{plant} , es la razón de la cantidad real de combustible quemado anualmente a la cantidad máxima potencial de combustible quemado anualmente, en libras. El CF_{plant} está dado por:

$$CF_{plant} = \frac{actual\ m_{fuel}}{maximum\ m_{fuel}} \quad (1.7)$$

El *SNCR* puede ser operado todo el año o solamente durante las temporadas de ozono especificadas. El factor de capacidad para el sistema *SNCR*, CF_{SNCR} , es la relación del número real de días de operación del *SNCR* t_{SNCR} , al número total de días por año:

$$CF_{SNCR} = \frac{t_{SNCR}}{365 \text{ days}} \quad (1.8)$$

NO_x No Controlado y NO_x de la Chimenea

El NO_x, no controlado, representado como $NO_{x_{in}}$, es la concentración de NO_x en el gas de combustión después de cualquier reducción proporcionada por los controles de la combustión, pero anterior al sistema SNCR. La concentración de NO_x no controlado, obtenida al analizar la corriente de gas de combustión de la caldera, está generalmente en libras por MMBtu ($lb/MMBtu$) de NO₂ [2].

El NO_x, de la chimenea, representado como $NO_{x_{out}}$ el límite de emisión de NO_x requerido en la salida de la chimenea. Generalmente se fija por la planta o por límites regulatorios y también está dado en libras por MMBtu ($lb/MMBtu$) de NO₂.

Eficiencia de Remoción de NO_x

La eficiencia de remoción de NO_x, representada como η_{NO_x} , se determina del nivel de NO_x no controlado de la caldera a máximo suministro de calor, $CF_{plant} = 1.0$, y del límite requerido de emisión de la chimenea, utilizando la siguiente ecuación:

$$\eta_{NO_x} = \frac{NO_{x_{in}} - NO_{x_{out}}}{NO_{x_{in}}} \quad (1.9)$$

Relación Estequiométrica Normalizada

La *Normalized Stoichiometric Ratio - NSR* (Relación Estequiométrica Normalizada) indica la cantidad real de reactivo necesario para alcanzar la meta de reducción de NO_x. La cantidad real de reactivo es mayor que la cantidad teórica, debido a la cinética de la reacción (Véase la Sección 1.2.3 Parámetros de Desempeño). La NSR se define como:

$$NSR = \frac{\text{moles de } NH_3 \text{ equivalente inyectado}}{\text{moles de } NO_x \text{ no controlado}} \quad (1.10)$$

Para propósitos de estimación, las moles de NO_x son equivalentes a las moles de NO₂. Nótese que las moles de NH₃ equivalentes en la Ecuación 9 son las moles de NH₂ que serán liberadas del reactivo.

La *actual stoichiometric ratio - ASR* (relación estequiométrica real) se define como:

$$ASR = \frac{\text{moles de reactor inyectado}}{\text{moles de } NO_x \text{ no controlado}} \quad (1.11)$$

La ASR puede también ser calculada de la NSR utilizando la siguiente ecuación:

$$ASR = \frac{NSR}{SR_T} \quad (1.12)$$

donde SR_T es la relación de moles equivalentes de NH_3 por mol de reactivo inyectado. De la fórmula química del amoníaco (NH_3) y de la urea ($CO(NH_2)_2$), dadas en las ecuaciones (1) y (2), SR_T es 1 para el amoníaco y 2 para la urea.

La utilización del reactivo es la relación de moles de reactivo reaccionado a las moles inyectadas. Esto indica cuanto reactivo está reaccionando contra cuanto reactivo está pasando a través como escabullimiento de amoníaco. La utilización de reactivo puede calcularse de la NSR y de la eficiencia de reducción de NO_x , como sigue:

$$Utilizacion = \frac{\eta_{NO_x}}{NSR} \quad (1.13)$$

La derivación de esta ecuación se presenta en la Referencia [1].

Los métodos para estimar NSR están considerados como patentados. Un procedimiento simplificado de estimación de la NSR fue desarrollado por Bechtel en el borrador del reporte de la EPA, *Selective Noncatalytic Reduction for NO_x Control on Coal-fired Boilers* (Reducción No Catalítica Selectiva para el Control de NO_x en Calderas a Carbón) [1]. Este procedimiento fue desarrollado utilizando regresión lineal y datos de NSR de las Referencias [2] y [3]. Los valores de NSR derivados utilizando esta aproximación, no deben utilizarse para diseño de equipo o propósitos de garantía.

La ecuación para la estimación de NSR es válida de 0 a 50 por ciento de reducción de NO_x [1]. La ecuación utilizada para estimar la NSR para el reactivo urea es:

$$NSR = \frac{[2NO_{x_{in}} + 0.7] \eta_{NO_x}}{NO_{x_{in}}} \quad (1.14)$$

La figura 1.8 proporciona una representación gráfica de este método de estimación de NSR.

Generalmente, el valor de *NSR* varía entre 0.5 y 2.0 en calderas industriales y de servicios con utilización variando entre 25 y 50 por ciento.

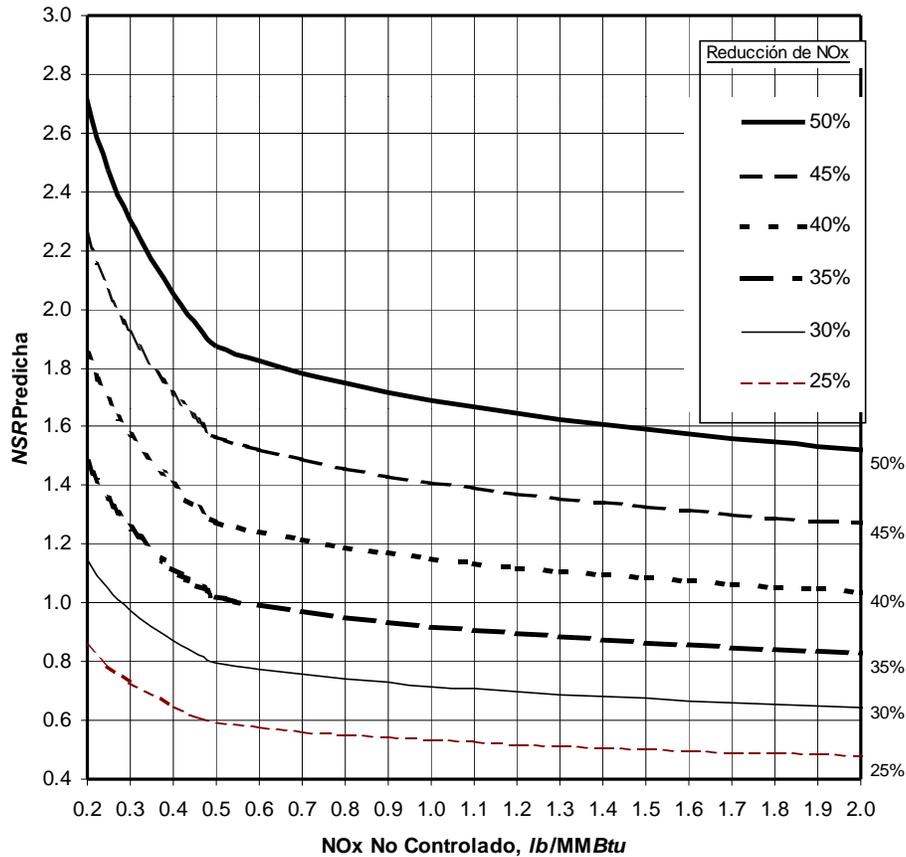


Figura 1.8: Estimación Aproximada de *NSR* para Urea

En un diseño desarrollado por un proveedor del sistema, la *NSR* sería ajustada para tomar en cuenta varios parámetros que no están incluidos en la ecuación de estimación de la *NSR*. Los siguientes parámetros son utilizados por el proveedor del sistema para predecir más exactamente la *NSR* para una caldera dada:

Rango de temperatura de reacción disponible dentro del supercalentador (sección radiante y convectiva) y del recalentador primario (sección o cavidad convectiva). Si la ventana de temperatura requerida, ocurre en la sección radiante de la caldera, la *NSR* disminuirá. Sin embargo, si la ventana de temperatura

ocurre en la sección convectiva, la *NSR* puede aumentar.

Tiempo de residencia disponible en el rango deseable de temperatura. La *NSR* requerida disminuye a medida que aumenta el tiempo de residencia disponible.

Grado de mezclado entre la sustancia química inyectada y los gases de combustión. La *NSR* disminuye a medida que aumenta el grado de mezclado.

Escabullimiento de amoníaco vs reducción de NO_x requerida. Mayores restricciones en el escabullimiento de amoníaco requerirán de menores *NSRs*, limitando entonces la reducción de NO_x alcanzable.

Estimación del Consumo de Reactivo y del Tamaño del Tanque

Una vez que la *NSR* es estimada, la razón de consumo de reactivo o razón de flujo masa de reactivo, expresada como libras por hora (*lb/hr*), puede calcularse utilizando:

$$\dot{m}_{\text{reagent}} = \frac{NO_{x_{in}} Q_B \eta_{NO_x} NSR M_{\text{reagent}}}{M_{NO_x} SR_T} \quad (1.15)$$

donde M_{reagent} es el peso molecular del reactivo (60.06 gramos por mol para urea, 17.07 gramos por mol para amoníaco) y M_{NO_x} es el peso molecular del NO₂ (46.01 gramos por mol). El peso molecular del NO₂ es utilizado porque las emisiones de NO_x, $NO_{x_{in}}$, están dadas en *lb/MMBtu* de NO₂. Como se estableció previamente, SR_T es la relación de moles equivalentes de NH₃ por mol de reactivo (1 para amoníaco y 2 para urea).

Para urea o amoníaco, la razón de flujo masa de la solución acuosa de reactivo está dada por:

$$\dot{m}_{\text{sol}} = \frac{\dot{m}_{\text{reagent}}}{C_{\text{sol}}} \quad (1.16)$$

donde C_{sol} es la concentración de la solución acuosa del reactivo, en peso.

La razón de flujo volumétrico de la solución, generalmente expresada en galones por hora (*gph*), está dada por:

$$q_{\text{sol}} = \frac{\dot{m}_{\text{sol}}}{\rho_{\text{sol}}} \quad (1.17)$$

donde ρ_{sol} es la densidad de la solución acuosa del reactivo, dada en la Tabla 1.1, 71.0 *lb/ft³* para

50% urea y 56 lb/ft³ para 29% amoníaco.

El volumen total almacenado en el tanque, o tanques, está basado en el volumen que requiere el sistema *SNCR* para operar un número especificado de días. El volumen almacenado en el sitio por el número de días de operación, $t_{storage}$, es :

$$V_{tank} = q_{sol} t_{storage} \quad (1.18)$$

Nótese que el volumen del tanque está basado típicamente en la razón máxima de suministro de calor anual, de modo que el factor de capacidad no está incluido en la Ecuación (14). Un requerimiento común de almacenamiento en el sitio es por 14 días de operación de *SNCR*.

1.3.2 Parámetros de Diseño para Especificaciones Detalladas/De Desempeño

Estimaciones de Costo Basadas en Especificaciones Detalladas

Esta subsección se incluye para describir la información que debe juntarse y suministrarse a un proveedor para preparar las especificaciones de diseño, particularmente la información del componente con mayor influencia en el costo del sistema. Los costos de capital y operación de *SNCR* pueden estimarse si se identifican las partes de mayor costo y el sistema se define con el detalle adecuado [1]. Los siguientes datos son proporcionados al proveedor del sistema para el diseño del sistema *SNCR*:

- La capacidad de la caldera en términos de la razón de suministro de calor(MMBtu/hr);
- Perfil de capacidad de la caldera – por ciento del tiempo que opera la caldera a una razón dada de suministro de calor;
- Tipo de unidad de combustión – caldera de fondo seco/húmedo, de *wall-fired* (pared de fuego), de *tangentially-fired* (fuego tangencial), de *cyclone fired* (fuego en ciclón), otros (e.g., de *stoker-fired* (fuego atizado)); año de construcción y fabricante;
- Dimensiones de la caldera – vista de la sección lateral; vista de la sección frontal; sección plana a través del horno (ancho x profundidad); altura de la zona de fuego; secciones a través de las cavidades (zonas) radiante y convectiva; otras características únicas, v.g., división de la pared/páneles en el horno o *backpass* (pasos inversos);
- Localización de los puertos de aire sobre el fuego, en el horno de la caldera;

- Localizaciones y tamaño de los puertos de observación de la caldera, puertos para las sondas de temperatura, aberturas del soplador de hollín y otros puntos para nuevos puertos potenciales;
- Diseño del precalentador de calor y datos de operación, incluyendo datos del soplador de hollín;
- Datos del Combustible – último y penúltimo análisis y *high heating value - HHV* (valor de calentamiento alto) para combustibles primarios y secundarios;
- Relaciones de quemado de combustible a cargas total y parciales (v.g., 100 por ciento, 70 por ciento y 30 por ciento);
- Datos de Prueba o Cálculos de Combustión - razón de flujo de gas de combustión a condiciones de diseño o reales; razón de exceso de aire a cargas total y parciales; composición del gas de combustión incluyendo O₂, NO_x, CO, SO₂, y HCl;
- Perfil de temperatura del gas de combustión desde la salida del horno hasta el economizador (v.g., donde la temperatura cae hasta cerca de 1,400°F) a varias cargas;
- Tiempo de residencia del gas de combustión – tiempo de residencia disponible del gas de combustión en la parte alta del horno y en el paso convectivo dentro de la ventana de temperatura para urea a varias cargas;
- Datos existentes o planeados de emisión de NO_x no controlado y de CO en ppm o *lb/MMBtu* sin el sistema *SNCR* propuesto, incluyendo cualquier cambio en emisiones relacionado con otras tecnologías instaladas o planeadas (v.g., quemador de bajo NO_x, recirculación de gas). Esto debe ser especificado para la operación de la caldera a carga completa y a cargas parciales seleccionadas;
- Reducción mínima esperada de NO_x o requerimientos de permiso para el nivel de emisiones de NO_x por chimenea (ppm o *lb/MMBtu*). Esto debe ser especificado para la operación de la caldera a carga completa y cargas parciales seleccionadas; y
- Razón permisible de emisión de subproductos, para emisiones reguladas tales como las de amoníaco y óxido nítrico.

El proveedor/fabricante de la caldera puede suministrar la mayoría de esta información

para unidades existentes o nuevas planeadas.. Para los datos del combustible, el diseñador necesita valores típicos o de diseño, así como el rango esperado. Para definir los perfiles de temperatura y de velocidad del gas de combustión en calderas existentes, es preferible obtener mediciones reales.

Para obtener una cotización representativa del costo de un proveedor del sistema *SNCR*, la solicitud debe contener suficientes detalles para minimizar las suposiciones de diseño por el proveedor. La *request for quotation - RFQ* (solicitud de cotización) debe incluir las especificaciones técnicas, así como los términos y condiciones comerciales.

Dos partes importantes de las especificaciones son el trabajo incluido en el alcance del proveedor y el trabajo no incluido (v.g., trabajo realizado por el dueño/operador). Lo más precisa y detallada la especificación del trabajo, lo más exacto el diseño y costo total del sistema. Para un alcance de vuelta de llave (diseño, suministro e izamiento de todo equipo, y demostrar la operación comercial al tiempo que cumple todos los criterios de desempeño), el trabajo excluido es mínimo.

Estimaciones de Costo en base a Especificaciones de Desempeño

La preparación de especificaciones detalladas implica tiempo y esfuerzo importantes (para ambos, el dueño y el proveedor) y no es crítica para estimaciones de presupuestos de costo. Para simplificar el proceso, una aproximación de especificaciones por desempeño puede utilizarse en la *RFQ*. En esta aproximación, los datos básicos requeridos de planta y combustible son proporcionados junto con los requerimientos de desempeño del sistema *SNCR* requerido, excluyendo detalles relacionados con el equipo (e.g., materiales de construcción, redundancia de equipo y nivel de instrumentación y controles) [1].

Las especificaciones de desempeño deben incluir una descripción del sistema y componentes con suficiente detalle para entender el tipo y calidad del sistema propuesto por el proveedor. Debe también obtenerse del proveedor, una relación de costos de los componentes y subsistemas importantes, para permitir una evaluación independiente, remoción o adición y para comparar otras propuestas sobre bases de equidad. La especificación de desempeño de *SNCR* típicamente debe requerir los siguientes artículos en relación con el desempeño del control de las emisiones de NO_x , consumo de sustancias químicas y otras razones de consumo a cargas completa y parciales:

- Razones de emisión de NO_x garantizadas y esperadas, en unidades de *lb/MMBtu* y *lb/hr* con periodos de promedio como se define en el permiso de calidad del aire del establecimiento.
- Escabullimiento garantizado y esperado de NH_3 , ppm (otras condiciones, tal como base seca, por ciento de O_2 , según el permiso de aire);
- Emisiones garantizadas y esperadas de N_2O (se necesitan las garantías si es una

condición del permiso);

- Otros límites de emisión según sean especificados (o anticipados) en el permiso.
- Razón estequiométrica normalizada (*NSR*) propuesta para lograr la reducción requerida de NO_x ;
- Razón garantizada y esperada de consumo de reactivo;
- Razón garantizada y esperada de aire de dilución, vapor o agua;
- Presión y razón de consumo de aire para atomizar y para enfriamiento (o vapor); y
- Consumo garantizado y esperado de energía eléctrica.

1.4 Análisis de Costo

La metodología de estimación de costo presentada aquí, proporciona una herramienta para estimar costos de capital y anuales a nivel estudio de *SNCR*. La selección real de la opción más efectiva en costo debe basarse en un estudio detallado de ingeniería y en las cotizaciones de costo de los proveedores de sistemas. Los costos se presentan en dólares a Diciembre.

Las ecuaciones de estimación de costos presentadas en esta sección, están basadas en ecuaciones desarrolladas en el borrador de reporte de la *EPA Selective Noncatalytic Reduction for NO_x Control on Coal-fired Boilers* (Reducción No Catalítica Selectiva para el Control de NO_x en Calderas a Carbón) [1]. Estas ecuaciones siguen la metodología de costos utilizada por el *Electric Power Research Institute (EPRI)* [7]. En el método de *EPRI*, ambos, el *purchased equipment cost - PEC* (costo de equipo comprado) y el *direct installation cost* (costo directo de instalación), son estimados juntos. Esta metodología es diferente de la metodología del *OAQPS Control Cost Manual* (Manual de Costos de Control de la *OAQPS*), la cual estima los costos de equipo e instalación separadamente. Debido a la disponibilidad limitada de datos de costo de equipo y de datos de costo de instalación, las ecuaciones para los costos de capital de *SNCR* no fueron reformulados.

Las ecuaciones de costos de capital y anual fueron desarrolladas para calderas de servicio e industriales a carbón de pared de fuego y tangenciales, con razones de suministro de calor variando desde 250 *MMBtu/hr* hasta 6000 *MMBtu/hr*. El diseño del sistema *SNCR* utilizado para la estimación de costo es un **sistema en base a urea**. Un sistema en base a amoníaco tendría diferentes costos de equipo de almacenamiento, distribución e inyección. Las ecuaciones de costo son suficientes para eficiencias de reducción de NO_x de hasta 50%.

El escabullimiento de amoníaco permitido para el sistema *SNCR* varía desde 2 hasta 10 ppm. [1]

Las ecuaciones de costo son aplicables a reconversiones a *SNCR* en calderas existentes. El procedimiento de estimación de costo, sin embargo, es adecuado para reconversión o aplicaciones en caldera nueva de *SNCR*, en todos los tipos de calderas de servicio eléctrico a carbón y en calderas industriales grandes. El incremento en el costo debido a la reconversión es aproximadamente de 10% a 30% del costo de un *SNCR* aplicado a una caldera nueva. [10].

1.4.1 Total Capital Investment - TCI (Inversión de Capital Total)

La Inversión de Capital Total (*TCI*) incluye costos directos e indirectos asociados con la compra e instalación de equipo *SNCR*. Los costos incluyen el costo de equipo (*EC*) para el sistema *SNCR* mismo, el costo de equipo auxiliar, costos directos e indirectos de instalación, costos adicionales debido a instalaciones tales como remoción de asbesto, costos de los edificios y preparación del sitio, establecimientos fuera del sitio, terreno y capital de trabajo. En general, *SNCR* no requiere edificios, preparación del sitio, establecimientos fuera del sitio, terreno ni capital de trabajo.

Direct Capital Costs (Costos Directos de Capital)

La ecuación para el costo directo de capital desarrollada en la Referencia [1], está basada en datos de una caldera representativa. Estos datos son utilizados para desarrollar una ecuación para el rango de tamaños de calderas de interés, aplicando una metodología de escalamiento de la *EPRI Technical Assistance Guide (TAG)* [3]. La ecuación supone que los parámetros de desempeño varían en proporción directa al tamaño de la caldera. Los costos son ajustados a dólares de 1998, utilizando el índice de costos del *Chemical Engineering*.

La estimación del costo directo de capital incluye el *PEC* tal como el equipo, instrumentación, impuesto sobre ventas y fletes, del sistema *SNCR*. Esto incluye los costos asociados con mediciones de campo, modelaje numérico y diseño del sistema. También incluye los costos directos de instalación, tales como del equipo auxiliar (v.g., conductos, compresor), cimientos y soportes, manejo e izamiento, instalación eléctrica, tubería, aislamiento y pintura. Además se incluyen costos como los de remoción de asbesto. La Tabla 1.2 presenta una lista de los requerimientos de equipo e instalación para un sistema *SNCR* en base a urea.

La ecuación del costo directo de capital es una función de ambos, la razón de suministro de calor de la caldera y la eficiencia de remoción de NO_x . La razón de suministro de calor de la caldera indica el tamaño de la caldera y la razón de flujo del gas de combustión, la cual afecta directamente el tamaño del sistema *SNCR*. La eficiencia de remoción de NO_x afecta a ambos, la razón requerida de flujo de urea y el equipo asociado relacionado con la urea. Aumentos en la eficiencia de remoción de NO_x , requerirá razones de flujo de urea mayores y aumento del tamaño

y/o número del equipo relacionado con la urea, tal como los tanques de almacenamiento. La ecuación para el *direct capital cost* - DC (costo directo de capital) de un *SNCR* en base a urea, en dólares, es:

$$DC = \frac{\$950}{MMBtu} Q_B \left(\frac{2375 \frac{MMBtu}{hr}}{Q_B} \right)^{0.577} (0.66 + 0.85\eta_{NO_x}) \quad (1.19)$$

Donde 950 \$/(MMBtu/hr) es el costo directo de capital para una caldera de 2375 MMBtu/hr a 40% de eficiencia de remoción de NO_x . [1].

Indirect Capital Costs (Costos Indirectos de Capital)

Los costos indirectos de instalación incluyen costos tales como: construcción y honorarios del contratista, arranque y prueba, capital de inventario y cualquier costo de contingencia del proceso y del proyecto. Como se explica en la Sección 1: Introducción, del Manual, a la estimación del costo directo de capital se le aplican valores promedio de factores indirectos de instalación, para obtener los valores de los costos indirectos de instalación. Estos costos son estimados como un porcentaje del *TCI*. Las ecuaciones para los costos indirectos de instalación se presentan en la Tabla 1.4.

1.4.2 Total Annual Costs (Costos Totales Anuales)

Los *total annual costs* - *TAC* (costos totales anuales), consiste en los costos anuales directos e indirectos, y los créditos de recuperación. Los costos anuales directos son los que están asociados o proporcionales a la cantidad de gas desechado procedente de la operación del sistema de control y serán incurridos aun si el equipo se para. No se incluyen recuperaciones de créditos por subproductos, porque no hay subproductos vendibles generados por el *SNCR* [1]. Cada uno de estos costos son discutidos en las secciones siguientes. Un análisis más detallado de los costos de capital se puede encontrar en la Sección 1, Capítulo 2 de este Manual.

Los parámetros de diseño son estimados utilizando la razón máxima de suministro de calor anual de la caldera para asegurar un adecuado diseño de tamaño del sistema *SNCR*. Los costos anuales son calculados utilizando la razón promedio de suministro de calor de la caldera y del sistema *SNCR* utilizando CF_{total} . Este procedimiento asegura que los costos anuales son basados en las condiciones actuales de operación en vez del caso de estudio.

Tabla 1.4: Factores de Costo de Capital para una Aplicación *SNCR*

Descripción	Dato o Fórmula
Tamaño de la Caldera (MMBtu/hr)	Q_B
Eficiencia de Remoción de NO_x	O_{NO_x}
Año del Costo	1998
Costos Directos Totales de Capital (\$)	$DC(\$) = \frac{\$950}{\frac{\text{MMBtu}}{\text{hr}}} Q_B \left(\frac{2375 \frac{\text{MMBtu}}{\text{hr}}}{Q_B} \right)^{0.577} (0.66 + 0.85 \eta_{\text{NO}_x})$
Costos Indirectos de Instalación	
Planta General (\$)	$0.05 \times A$
Honorarios de Ingeniería y de la Oficina Matriz (\$)	$0.10 \times A$
Contingencia de Proceso (\$)	$0.05 \times A$
Costos Indirectos Totales de Instalación (\$)	$B = A \times (0.05 + 0.10 + 0.05)$
Contingencia de Proceso (\$)	$C = 0.15 \times (A + B)$
Costo Total de la Planta (\$)	$D = A + B + C$
Asignaciones para Fondos	
Durante la Construcción (\$)	$E = 0$ (Supuesto para SNCR)
Asignaciones para Derechos de Autor (\$)	$F = 0$ (Supuesto para SNCR)
Costos de Preproducción (\$)	$G = 0.02 \times (D + E)$
Capital en Inventario* (\$)	$H = \text{Vol}_{\text{reagent}} (\text{gal}) \times \text{Costo}_{\text{reagent}} (\$/\text{gal})$
Catalizador Inicial y Sustancias Químicas (\$)	$I = 0$ (Supuesto para SNCR)
Inversión Total de Capital (TCI) (\$)	$\text{TCI} = D + E + F + G + H + I$

* Costo de la urea almacenada en el sitio, v.g., la primer llenada de los tanques de reactivos.

Direct Annual Costs (Costos Directos Anuales)

Los *direct annual costs* - DAC (costos directos anuales) incluyen costos variables y fijos. Los costos variables directos anuales consideran la compra de reactivo, servicios (energía eléctrica y agua), y cualquier carbón adicional y la disposición de la ceniza resultante de la operación del SNCR. Los costos fijos directos anuales incluyen la mano de obra de operación y de supervisión y los de mantenimiento (mano de obra y materiales).

$$DAC = \left(\begin{array}{c} \text{Costo} \\ \text{Anualde} \\ \text{Mantenimiento} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Costo} \\ \text{Anualde} \\ \text{Re activo} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Costo} \\ \text{Anualde} \\ \text{Electricidad} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Costo} \\ \text{Anualde} \\ \text{Agua} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Costo} \\ \text{Anualde} \\ \text{Carbon} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Costo} \\ \text{Anualde} \\ \text{Cenizas} \end{array} \right) \quad (1.20)$$

Mano de Obra de Operación y Supervisión

En general, no se requiere personal adicional para operar o mantener el equipo del *SNCR* en establecimientos industriales grandes. Por lo tanto, el costo de la mano de obra de operación y de supervisión se supone despreciable.

Mantenimiento

El costo anual de mano de obra y de materiales de mantenimiento, incluyendo reemplazo de las boquillas de los inyectores, se supone que es 1.5% de la Inversión de Capital Total, *TCI*, en dólares. La ecuación es para el *annual maintenance cost - AMC* (costo anual de mantenimiento), dada por:

$$\text{Costo Anual de Mantenimiento} = 0.015 \text{ TCI} \quad (1.21)$$

Consumo de Reactivo

El costo anual de la compra de reactivo es estimado utilizando la razón de flujo volumétrico de la solución acuosa del reactivo, q_{reagent} , y el factor de capacidad, CF_{total} , calculado en la Sección 4-1.3.2.1 utilizando:

$$\text{Costo Anual del Reactor} = q_{\text{reag}} \text{ Cost}_{\text{reag}} t_{\text{op}} \quad (1.22)$$

donde $\text{Cost}_{\text{reag}}$ es el costo del reactivo en dólares por galón (\$/gal).

Servicios

El consumo de energía eléctrica en kilowatts estimado para operaciones *SNCR*, es derivado en el Apéndice B del borrador de reporte de la *EPA, Selective Noncatalytic Reduction for NO_x Control on Coal-fired Boilers* (Reducción No Catalítica Selectiva para el Control de NO_x en Calderas a Carbón) [1]. Se basa en la regresión lineal de datos de consumo de energía eléctrica, correlacionados a la concentración de NO_x no controlado, $NO_{x\text{in}}$, la *NSR* y el suministro de calor de la caldera, Q_B .

$$P = \frac{0.47 \text{ NO}_{x\text{in}} \text{ NSR } Q_B}{9.5} \quad (1.23)$$

Utilizando el consumo estimado de energía eléctrica, $Power$, el costo anual de la electricidad se estima de la siguiente ecuación:

$$Costo\ Anual\ de\ electricidad = P\ Cost_{elect}\ t_{op} \quad (1.24)$$

donde $Cost_{elect}$ es el costo de la electricidad en dólares por kW (\$/kW).

Consumo de Agua

El costo anual del agua para diluir la urea se calcula de la razón de flujo masa de la urea en solución acuosa y de la concentración de la urea en solución acuosa durante el almacenamiento, $C_{urea\ sol\ stored}$, y de la concentración promedio de la urea inyectada, $C_{urea\ sol\ inj}$. La ecuación en galones por hora es:

$$q_{water} = \frac{\dot{m}_{sol}}{\rho_{water}} \left(\frac{C_{urea\ sol\ stored}}{C_{urea\ sol\ inj}} - 1 \right) \quad (1.25)$$

donde 8.345 es la masa de agua en un galón de agua. Para la dilución de la urea de una solución al 50% hasta una solución al 10%, la Ecuación (20) se vuelve:

$$q_{water} = \frac{4\ \dot{m}_{sol}}{\rho_{water}} \quad (1.26)$$

Utilizando esta estimación para la razón anual de flujo volumétrico de agua, el costo anual del consumo de agua es:

$$Costo\ anual\ de\ agua = q_{water}\ Cost_{water}\ t_{op} \quad (1.27)$$

donde $Cost_{water}$ es el costo de agua en dólares por galón (\$/gal).

Carbón y Cenizas

El carbón adicional requerido como resultado del calor utilizado para evaporar el agua de la solución inyectada (agua en la solución de urea almacenada y el agua de dilución), se estima utilizando la siguiente ecuación:

$$\Delta Carbon = H_v\ \dot{m}_{reactivo} \left(\frac{1}{C_{urea\ sol\ inj}} - 1 \right) \quad (1.28)$$

donde $C_{urea\ sol\ inj}$ es la concentración de la solución acuosa del agente urea inyectada. H_v , el calor de vaporización aproximado del agua a 310°F, es 900 Btu/lb , la cual es una temperatura representativa para el gas de combustión saliendo del calentador de aire.

Aunque el agua de la solución de urea es evaporada en el horno a alta temperatura (debido a la inyección de urea en las zonas del horno a más de 1,500°F), la temperatura a la salida del calentador de aire es utilizada, porque es el punto final termodinámico del proceso de combustión. La cantidad de combustible quemado en la caldera depende de la eficiencia de la caldera, la cual, a su vez, depende de la temperatura a la salida del calentador de aire y de la humedad en el gas que sale del calentador de aire. Se enciende la caldera para mantener el flujo de vapor para mantener el flujo de vapor requerido (v.g., para la turbina de vapor). Debido a que el agua de la solución de urea se evapora en la caldera, la eficiencia de la caldera disminuye. Consecuentemente, se necesita quemar más combustible para mantener el flujo de vapor requerido.

Con la urea como reactivo, inyectada como una solución al 10% y $H_v = 900 \text{ lb/Btu}$, la Ecuación (23) en MMBtu por hora se vuelve:

$$\Delta \text{Carbon} \left(\frac{\text{MMBtu}}{\text{hr}} \right) = \frac{900 \left(\frac{\text{Btu}}{\text{lb}} \right) \dot{m}_{\text{reactivo}} \left(\frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right) 9}{10^6 \left(\frac{\text{Btu}}{\text{MMBtu}} \right)} \quad (1.29)$$

Como resultado de la quema adicional de carbón, se genera ceniza adicional. Esta ceniza debe disponerse o venderse como subproducto. Esta metodología de costo supone que la ceniza es dispuesta. La ceniza adicional estimada para ser dispuesta, está dada por:

$$\Delta \text{Ceniza} = \frac{\Delta \text{Carbon ash product}}{HHV} \quad (1.30)$$

donde *ash product* es la fracción de ceniza producida como un subproducto de quemar un tipo de carbón dado; y *HHV* es el valor de calentamiento alto del carbón tal como está dado en la Tabla 1.3.

El costo del carbón adicional requerido para mantener la misma producción de vapor de la caldera es:

$$\text{Costo Anual} \Delta \text{Carbon} = \Delta \text{Carbon} \text{Cost}_{\text{coal}} t_{op} \quad (1.31)$$

donde $\text{Cost}_{\text{coal}}$ es el costo del carbón en dólares por MMBtu ($\$/\text{MMBtu}$).

El costo de la disposición de la ceniza adicional debida al uso adicional de combustible, está dado por:

$$Costo\ Anual\ \Delta\ Ceniza = \Delta\ Ceniza\ Cost_{ash}\ t_{op} \quad (1.32)$$

donde $Cost_{ash}$ es el costo de disposición de ceniza en dólares por tonelada (\$/ton).

Indirect Annual Costs (Costos Indirectos Anuales)

En general, los costos indirectos anuales incluyen al costo de recuperación de capital, impuestos prediales, seguros, gastos administrativos y otros gastos. El costo de recuperación de capital está basado en el tiempo anticipado de vida del equipo y de la tasa de interés anual empleada. Un tiempo de vida del sistema de 20 años es típico para sistemas *SNCR*.

Los *total indirect annual costs - IDAC* (costos indirectos totales anuales) pueden expresarse como:

$$IDAC = CRF\ TCI \quad (1.33)$$

donde TCI es la inversión de capital total y CRF es el factor de recuperación de capital. El factor de recuperación de capital, CRF , está definido por:

$$CRF = \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (1.34)$$

donde i es la tasa de interés supuesta y n es la vida económica del sistema *SNCR*.

Total Annual Cost (Costo Total Anual)

El *total annual cost - TAC* (costo total anual), por poseer y operar un sistema *SNCR*, es la suma de los costos directos e indirectos anuales, tal como está dado en la siguiente ecuación:

$$TAC = DC + IDAC \quad (1.35)$$

Las toneladas removidas de NO_x anualmente son:

$$NO_x\ Removed = NO_{x_{in}} \eta_{NO_x} Q_B t_{op} \quad (1.36)$$

El costo en dólares por tonelada de NO_x removido por año es:

$$Cost\ Efficiency = \frac{TAC}{NO_x\ Removed} \quad (1.37)$$

1.5 Problema de Ejemplo

Un problema de ejemplo, el cual calcula ambos, los parámetros de diseño y los costos de capital y anuales, se presenta enseguida. La base del diseño es una reconversión a sistema *SNCR* siendo aplicado a una caldera industrial de 1000 *MMBtu/hr* de pared de fuego que quema carbón sub-bituminoso. Las siguientes suposiciones se hacen para realizar los cálculos:

Valor de Calentamiento Alto del Combustible	10,000 <i>Btu/lb</i>
Razón Máxima de Consumo de Combustible	1.0 x 10 ⁵ <i>lb/hr</i>
Consumo Promedio Anual de Combustible	4.38 x 10 ⁸ <i>lb</i>
Número de Días de Operación del <i>SNCR</i>	155 días
Concentración de NO _x No Controlado	0.46 <i>lb/MMBtu</i>
Concentración Requerida de NO _x Controlado	0.30 <i>lb/MMBtu</i>
Por Ciento del Peso de la Ceniza del Combustible	7.5%
Concentración de la Urea Almacenada	Solución de urea al 50%
Concentración de Urea Inyectada	Solución de Urea al 10%
Número de Días de Almacenamiento de Urea	14 días

Además de estas suposiciones, los factores económicos estimados requeridos para realizar los cálculos, están tomados de las Referencias [2] y [3]. Estas estimaciones son:

Año del Costo	Diciembre de 1998
Vida del Equipo	20 años
Tasa de Interés Anual	7%
Costo del Carbón, Bituminoso del Este	1.60 \$/ <i>MMBtu</i>
Costo de Disposición de la Ceniza	11.28 \$/ton
Costo de la Solución de Urea al 50%	0.85 \$/gal
Costo del Consumo de Agua	0.0004 \$/gal

1.5.1 Ejemplo de Parámetros de Diseño

La razón anual de suministro de calor de la caldera, Q_b , se calcula a partir del Valor de Calentamiento Alto para carbón sub-bituminoso, dado en la Table 1.3 y de la razón máxima de

consumo de combustible, \dot{m}_{fuel} :

$$Q_B = \frac{10,000 \frac{Btu}{lb} \times 100,000 \frac{lb}{hr}}{10^6 \frac{Btu}{MMBtu}} = 1,000 \frac{MMBtu}{lb}$$

El factor de capacidad de la planta se calcula de los consumos de combustible máximo y promedio anual:

$$CF_{plant} = \frac{4.38 \times 10^8 \text{ lb}}{1 \times 10^5 \left(\frac{lb}{hr} \right) \times 8760 \frac{hr}{yr}} = 0.5 = 50\%$$

El factor de capacidad del sistema *SNCR* se calcula de los meses de operación del *SNCR*, 5 meses:

$$CF_{SNCR} = \frac{155 \text{ days}}{365 \text{ days}} = 0.42 = 42\%$$

El factor de capacidad total incluyendo ambos factores de capacidad, de la planta y del *SNCR*, está dada por:

$$CF_{total} = 0.5 \times 0.42 = 0.21 = 21\%$$

La eficiencia de remoción de NO_x , η_{NO_x} , se calcula a partir de la concentración de entrada de NO_x y de la concentración requerida de NO_x en la chimenea:

$$\eta_{NO_x} = \frac{0.46 \frac{lb}{MMBtu} - 0.30 \frac{lb}{MMBtu}}{0.46 \frac{lb}{MMBtu}} = 0.35 = 35\%$$

La ecuación derivada por Bechtelen en la Referencia [1] es utilizada para estimar la *NSR* para el sistema *SNCR*. La estimación está dada por:

$$NSR = \frac{\left[\left(2 \times 0.46 \frac{lb}{MMBtu} \right) + 0.7 \right] \times 0.35}{0.46 \frac{lb}{MMBtu}} = 1.23$$

La utilización del reactivo puede entonces calcularse en base a la eficiencia requerida de remoción de NO_x y del valor de la *NSR*, utilizando:

$$\text{Utilizacion} = \frac{0.35}{1.23} = 0.28 = 28\%$$

El valor de la *NSR* indica que 1.23 moles of NH_3 se requieren por mol de NO_x no controlado, para reducir el nivel de NO_x en 35%. Esto se traduce en una utilización del reactivo de 0.28, la relación de moles de reactivo reaccionando a las moles inyectadas. Esto indica que el 28% del reactivo inyectado está siendo utilizado para la remoción de NO_x . El reactivo remanente está siendo destruido o está pasando a través, como escabullimiento de amoníaco.

La razón de flujo masa del reactivo es calculada utilizando el peso molecular del reactivo, 60.06 g/mol y del NO_2 , 46.01 g/mol y la SR_T para la urea, 2. Para una *NSR* de 1.23, la razón de flujo masa del reactivo está dada por:

$$\dot{m}_{\text{reactante}} = \frac{0.46 \frac{\text{lb}}{\text{MMBtu}} \times 1000 \frac{\text{MMBtu}}{\text{hr}} \times 0.35 \times 1.23 \times 60.06 \frac{\text{g}}{\text{mole}}}{2 \times 46.01 \frac{\text{g}}{\text{mole}}} = 130 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

La razón de flujo de la solución diluida, donde la concentración de la solución acuosa es de 50% de urea, está dada por:

$$\dot{m}_{\text{sol}} = \frac{130 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}{0.50} = 260 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

La razón de flujo volumétrico de la solución puede entonces calcularse, donde ρ es la densidad de la solución acuosa del reactivo, 71.0 lb/ft^3 para solución acuosa de urea al 50% a 60°F .

$$q_{\text{sol}} = \frac{260 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 7.481 \frac{\text{gal}}{\text{ft}^3}}{71.0 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} = 27 \text{ gph}$$

El volumen total almacenado en el tanque, o tanques, está basado en el volumen que requiere el sistema *SNCR* para 14 días de operación. El requerimiento de almacenamiento en el sitio está dado por:

$$\text{Volumen}_{\text{tank}} = 27 \text{ gph} \times 14 \text{ days} \times \frac{24 \text{ hr}}{\text{day}} = 9072 \text{ gal}$$

El requerimiento de almacenamiento en el sitio para urea es de 9,072 galones para 14 días. Esto muestra que para una caldera grande, 1000 $MMBtu/hr$ con 35% de eficiencia de remoción de NO_x , el volumen de urea requerido para operar un sistema *SNCR* para 155 días durante los meses del verano, es aproximadamente de 10,500 galones.

Una estimación del consumo de energía eléctrica está dada por:

$$\text{Potencia} = \frac{0.47 \times 0.46 \frac{\text{lb}}{\text{MMBtu}} \times 1000 \frac{\text{MMBtu}}{\text{hr}}}{9.5} = 23 \text{ kW}$$

El consumo de agua, suponiendo una solución de urea al 50% almacenada y una solución de urea al 10% inyectada, es:

$$q_{\text{agua}} = \frac{260 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}{8.345 \frac{\text{lb}}{\text{gal}}} \times \left(\frac{0.05}{0.10} - 1 \right) = 125 \text{ gph}$$

El carbón adicional y la ceniza requerida adicionales para mantener la misma producción neta de calor, está dada por

$$\Delta C_{\text{Carbon}} = \frac{260 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 900 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}}{10^6 \frac{\text{Btu}}{\text{MMBtu}}} \times \left(\frac{1}{0.10} - 1 \right) = 2 \frac{\text{MMBtu}}{\text{hr}}$$

$$\Delta C_{\text{Ceniza}} = \frac{2 \frac{\text{MMBtu}}{\text{hr}} \times 0.077 \times 10^6 \frac{\text{Btu}}{\text{MMBtu}}}{10,000 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}}} = 15 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

1.5.2 Ejemplo de Estimación de Costo

Una vez que se ha diseñado el tamaño del sistema *SNCR*, los costos de capital y anuales para el sistema *SNCR* pueden estimarse. Los costos directos de capital son estimados utilizando:

$$DC = \frac{\$950}{\text{MMBtu}} \times 1000 \left(\frac{\text{MMBtu}}{\text{hr}} \right) \times \left(\frac{2375 \frac{\text{MMBtu}}{\text{hr}}}{1000 \frac{\text{MMBtu}}{\text{hr}}} \right)^{0.577} \times [0.66 + (0.85 \times 0.35)] = \$1,498,152$$

Los costos indirectos de capital son estimados de los costos directos de capital utilizando la siguiente ecuación:

Costos Indirectos de Instalación	
Planta General (\$)	$\$1,498,152 \times 0.05 = \$74,908$
Honorarios de Ingeniería y de la Oficina Matriz (\$)	$\$1,498,152 \times 0.10 = \$149,815$
Contingencia de Proceso (\$)	$\$1,498,152 \times 0.05 = \$74,908$
Costos Indirectos Totales de Instalación (\$)	$\$74,908 + \$149,815 + \$74,908 = \$299,630$
Contingencia de Proceso (\$)	$(\$1,498,152 + \$299,630) \times 0.15 = \$269,667$
Costo Total de la Planta (\$)	$\$149,815 + \$299,630 + \$269,667 = \$719,112$
Costo de Preproducción (\$)	$\$719,112 \times 0.02 = \$143,82$
Capital en Inventario* (\$)	$9072 \text{ gal} \times 0.85 \text{ \$ / gal} = \$7,711$
Inversión Total de Capital (TCI) (\$)	$\$719,112 + \$143,82 + \$7,711 = \$741,205$

Los costos anuales están basados en los factores económicos listados anteriormente. Además, se supone que el sistema *SNCR* opera 5 meses al año con una carga a la caldera de 65%, resultando en una capacidad total de 27%. Los costos variables anuales están dados por:

$$\text{Costo Anual de Mantenimiento} = 0.015 \times \$2,116,509 = \frac{\$31,748}{\text{yr}}$$

$$\text{Costo Anual del Reactante} = 27 \text{ gph} \times 0.85 \frac{\$}{\text{gal}} \times \left[0.21 \times 8760 \frac{\text{hr}}{\text{yr}} \right] = \frac{\$42,218}{\text{yr}}$$

$$\text{Costo Anual de Electricidad} = 23 \text{ kW} \times 0.05 \frac{\$}{\text{kW}} \left[0.21 \times 8760 \frac{\text{hr}}{\text{yr}} \right] = \frac{\$2,115}{\text{yr}}$$

$$\text{Costo Anual de Agua} = 125 \text{ gph} \div 0.0004 \frac{\$}{\text{gal}} \times \left[0.21 \times 8760 \frac{\text{hr}}{\text{yr}} \right] = \frac{\$92}{\text{yr}}$$

$$\text{Costo Anual de } \Delta\text{Carbon} = 2 \frac{\text{MMBtu}}{\text{hr}} \times 1.60 \frac{\$}{\text{MMBtu}} \times \left[0.21 \times 8760 \frac{\text{hr}}{\text{yr}} \right] = \frac{\$5,887}{\text{yr}}$$

$$\text{Costo Anual de } \Delta\text{Ceniza} = \frac{15 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 11.28 \frac{\$}{\text{ton}} \times \left[0.21 \times 8760 \frac{\text{hr}}{\text{yr}} \right]}{2,000 \frac{\text{lb}}{\text{ton}}} = \frac{\$156}{\text{yr}}$$

El costo directo variable total anual, la suma de los costos de reactivo, electricidad, agua, carbón y ceniza, está dado por:

$$\text{Costo Variable Total} = (42,218 + 2,115 + 92 + 5,887 + 156) \frac{\$}{\text{yr}} = \frac{\$50,468}{\text{yr}}$$

y el costo directo total anual está dado por la suma de los costos de mantenimiento y variable:

$$\text{Costo Directo Anual Total (DAC)} = \frac{\$31,748}{\text{yr}} + \frac{\$50,468}{\text{yr}} = \frac{\$82,216}{\text{yr}}$$

Los costos indirectos totales anuales suponen que el factor del impuesto predial F_{tax} , y el factor de otros gastos, F_{ovhd} , son cero ambos. El factor de recuperación de capital, CRF , está definido por:

$$CRF = \frac{0.07 (1+0.07)^{20}}{(1+0.07)^n - 1} = 0.09439$$

y los costos indirectos anuales ($IDAC$) son calculados por:

$$IDAC = 0.09439 \times \$2,116,509 = \frac{\$199,777}{\text{yr}}$$

El costo total anual es la suma de los costos directo anual e indirecto anual, dado por:

$$TAC = \frac{\$82,216}{\text{yr}} + \frac{\$199,777}{\text{yr}} = \frac{\$281,993}{\text{yr}}$$

El costo anual en términos de NO_x removido, puede ser calculado utilizando el costo total anual y las toneladas de NO_x removido anualmente, por:

$$NO_x \text{ Removido} = \frac{0.46 \frac{lb}{MMbtu} \times 0.35 \times 1000 \frac{MMbtu}{hr} \left[0.21 \times 8670 \frac{hr}{yr} \right]}{2000 \frac{lb}{ton}} = 148 \text{ tons}$$

y

$$\text{Efectividad de Costo} = \frac{281,993 \frac{\$}{yr}}{148 \frac{tons}{yr}} = \frac{\$1905}{ton}$$

Referencias

- [1] *Selective Noncatalytic Reduction for NO_x Control on Coal-fired Boilers, Draft Report, prepared for the U.S. Environmental Protection Agency by The Cadmus Group, Inc., Bechtel Power Corporation, and Science Applications International Corporation. May 1998.*
- [2] *Investigation of Performance and Cost of NO_x Controls as Applied to Group 2 Boilers. Revised Draft Report, prepared for the U.S. Environmental Protection Agency by The Cadmus Group, Inc., Bechtel Power Corporation, and Science Applications International Corporation. August 1996.*
- [3] *Cost Estimates for Selected Applications of NO_x Control Technologies on Stationary Combustion Boilers, Draft Report and Responses to Comments on the Draft Report. prepared for the U.S. Environmental Protection Agency by The Cadmus Group, Inc., and Bechtel Power Corporation. June 1997.*
- [4] *Analyzing Electric Power Generation Under the CAAA. EPA Office of Air and Radiation. March 1998.*
- [5] *Committee of the Institute of Clean Air Companies, Inc. White Paper, Selective Non-Catalytic Reduction (SNCR) for Controlling NO_x Emissions. SNCR. October 1997.*
- [6] *Tanner Industries, Inc. Storage & Handling of Ammonium Hydroxide. Philadelphia, PA. October 1995.*
- [7] *Electric Power Research Institute (EPRI). Technical Assessment Guide, Vol. 1. Revision 7, 1993.*
- [8] *Northeast States for Coordinated Air Use Management (NESCAUM). Status*

Report on NO_x Control Technologies and Cost Effectiveness for Utility Boilers. June 1998.

- [9] *United States Patent, Method for the Reduction of the Concentration of NO In Combustion Effluents Using Ammonia. Inventor: Richard K. Lyon, Patent Number 3,900,554. August 19, 1975.*
- [10] *Rini, M.J., J.A. Nicholson, and M.B. Cohen. Evaluating the SNCR Process for Tangentially-Fired Boilers. Presented at the 1993 Joint Symposium on Stationary Combustion NO_x Control, Bal Harbor, Florida. May 24 - 27, 1993.*
- [11] *Institute of Clean Air Companies, (ICAC). Proceedings from ICAC Forum: Cutting NO_x Emissions. March, 2000.*
- [12] *State and Territorial Air Pollution Program Administrators (STAPPA) and Association of Local Air Pollution Control Officials (ALAPCO). Controlling Nitrous Oxides. July 1994.*
- [13] *Personal communication with Mike Knenlein of Fuel Tech to Paula Hemmer (Pechan-Avanti) on April 2, 2000.*
- [14] *Majors, Russ K., Dr. Russell Hill, Robert McMurry, and Scott Thomas, A Study of the Impact of Ammonia Injection on Marketable Fly Ash Including Quality Control Procedures,*

TECHNICAL REPORT DATA

(Please read Instructions on reverse before completing)

1. REPORT NO. 452/B-02-002	2.	3. RECIPIENT'S ACCESSION NO.
4. TITLE AND SUBTITLE Manual de Costos de Control de Contaminacion del Aire de la EPA	5. REPORT DATE July, 2002	
	6. PERFORMING ORGANIZATION CODE	
7. AUTHOR(S) Daniel Charles Mussatti	8. PERFORMING ORGANIZATION REPORT NO.	
9. PERFORMING ORGANIZATION NAME AND ADDRESS U.S. Environmental Protection Agency Office of Air Quality Planning and Standards Air Quality Standards and Strategies Division Innovative Strategies and Economics Group Research Triangle Park, NC 27711	10. PROGRAM ELEMENT NO.	
	11. CONTRACT/GRANT NO.	
12. SPONSORING AGENCY NAME AND ADDRESS Director Office of Air Quality Planning and Standards Office of Air and Radiation U.S. Environmental Protection Agency Research Triangle Park, NC 27711	13. TYPE OF REPORT AND PERIOD COVERED Final	
	14. SPONSORING AGENCY CODE EPA/200/04	
15. SUPPLEMENTARY NOTES Updates and revises EPA 453/b-96-001, OAQPS Control Cost Manual, fifth edition (in English only)		
16. ABSTRACT In Spanish, this document provides a detailed methodology for the proper sizing and costing of numerous air pollution control devices for planning and permitting purposes. Includes costing for volatile organic compounds (VOCs); particulate matter (PM); oxides of nitrogen (NOx); SO₂, SO₃, and other acid gases; and hazardous air pollutants (HAPs).		
17. KEY WORDS AND DOCUMENT ANALYSIS		
a. DESCRIPTORS	b. IDENTIFIERS/OPEN ENDED TERMS	c. COSATI Field/Group
Economics Cost Engineering cost Sizing Estimation Design	Air Pollution control Incinerators Absorbers Adsorbers Filters Condensers Electrostatic Precipitators Scrubbers	
18. DISTRIBUTION STATEMENT Release Unlimited	19. SECURITY CLASS (<i>Report</i>) Unclassified	21. NO. OF PAGES 1,400
	20. SECURITY CLASS (<i>Page</i>) Unclassified	22. PRICE